



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

ANALÝZA EFEKTIVITY VYUŽITÍ TEPLA V PROVOZU  
BIOPLYNOVÉ STANICE ODPADŮ

BIO-GAS PLANT HEAT UTILISATION EFFECTIVITY ANALYSIS

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. Marek Šmarda

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

Ing. Martin Pavlas, Ph.D.

BRNO 2018



## Zadání diplomové práce

Ústav: Ústav procesního inženýrství  
Student: **Bc. Marek Šmarda**  
Studijní program: Strojní inženýrství  
Studijní obor: Procesní inženýrství  
Vedoucí práce: **Ing. Martin Pavlas, Ph.D.**  
Akademický rok: 2017/18

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma diplomové práce:

### **Analýza efektivity využití tepla v provozu bioplynové stanice odpadů**

#### **Stručná charakteristika problematiky úkolu:**

Přeměna biologicky rozložitelných odpadů na elektrickou energii v rámci bioplynových stanic patří mezi preferovanou formu výroby obnovitelné energie. Přestože výroba elektřiny a tedy i maximalizace elektrické účinnosti představuje klíčový aspekt návrhu a následného provozu bioplynové stanice, využití tepla je neméně důležité. Práce se zaměří na analýzu konkrétního provozu bioplynové stanice. Pozornost bude zaměřena na využití vyrobeného a tepla a jeho maximální celoroční využití. Bude prověřen současný způsob využití tepla a s využitím výpočtových modelů budou specifikovány opatření pro zefektivnění provozu. V úvahu budou brány rozvojové plány provozovatele. Práce bude zpracována v součinnosti s firmou agriKomp Bohemia, s.r.o..

#### **Cíle diplomové práce:**

- Seznámení se s problematikou výroby energie v bioplynových stanicích (BPS), kogenerační výrobou prostřednictvím spalovacích motorů
- Revize platné legislativy související s návrhem a provozem bioplynové stanice a podporou výroby elektřiny z obnovitelných zdrojů
- Úzká spolupráce s provozovatelem BPS a firmou agriKomp Bohemia, s.r.o. při sběru dostupných dat a popisu současného stavu
- Vytvoření bilančního modelu technologie a vyhodnocení toku energie v předmětném zařízení.
- Využití modelu pro hodnocení potenciálních změn pro zvýšení efektivity využití tepla
- Specifikace závěrů a doporučení

#### **Seznam doporučené literatury:**

AL SEADI, Teodorita, ed. Biogas handbook. 2008. ISBN 978-87-992962-0-0

---

ROSATO, Mario Alejandro. Managing Biogas Plants: A Practical Guide. 2017. ISBN 978-1-138-62661-4.

Částka 59/2012, Zákon č. 165/2012 Sb. Zákon o podporovaných zdrojích energie a o změně některých zákonů, ve znění pozdějších předpisů a související prováděcí vyhlášky a rozhodnutí Energetického regulačního úřadu.

Firemní podklady zpřístupněné agriKomp Bohemia, s.r.o.

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2017/18

V Brně, dne

L. S.

---

prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.  
ředitel ústavu

---

doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.  
děkan fakulty

---

## Abstrakt

Diplomová práce je zaměřená na analýzu efektivity tepla na bioplynové stanici Vojtěchov. Je vypracována materiálová bilance, která je propojena se spalováním vzniklého bioplynu v kogenerační jednotce. Teplo produkované kogenerační jednotkou je dále distribuováno do reaktorů a do sušárny, pro tento účel byla udělána celková tepelná bilance pro jednotlivé měsíce roku. Následně byly vyhodnoceny různé možnosti, jak zvýšit efektivitu tepla předaného do systému. V rámci řešení byly uvažovány dva návrhy řešení. Jedno z těchto řešení využívá nízko potenciální teplo odvedené z dofermentoru. A druhé řešení se zabývá množstvím předaného tepla z kogenerační jednotky do systému. Výsledkem analýzy je doporučení pro efektivnější využití tepla s dopadem na zvýšení objemu dotační podpory za rok v rámci KVET.

## Klíčová slova

Bioplynová stanice, bioplyn, materiálová bilance, tepelná bilance, výměníky, KVET

## Abstract

This thesis focuses on the analysis of heat efficiency and effectiveness of the Vojtěchov biogas station unit. The material balances were developed in connection with biogas created in the cogeneration unit. The heat produced by the cogeneration unit is distributed to reactors and drying rooms. Pursuing the main goal of the thesis, the research of the complete heating balance for all months has been conducted. Additionally, a variety of options were assessed, to find the best solution of how to increase the effectivity of the heat. As for the final solution, two recommendations have been proposed in the thesis. The first recommendation lies in a better usage of low-level heat distributed to the secondary fermentor. The second suggestion deals with the amount of heat from cogeneration unit to the system. The result of the analysis is the final recommendation on how to increase the efficiency of the heat usage and potential impacts of the solution on the subsidy according to the KVET standards received in the given year.

## Key words

Biogas station, biogas, material balances, heat balance, exchangers, KVET

## Bibliografická citace

ŠMARDA, M. *Analýza efektivity využití tepla v provozu bioplynové stanice odpadů*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2018. 89 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Martin Pavlas, Ph.D.

---

.

---

Prohlašuji, že jsem svou diplomovou práci na téma *Analýza efektivity využití tepla v provozu bioplynové stanice odpadů* vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a s použitím odborné literatury a dalších informačních zdrojů, které jsou všechny citovány v práci a uvedeny v seznamu literatury na konci práce.

Jako autor uvedené diplomové práce dále prohlašuji, že v souvislosti s vytvořením této diplomové práce jsem neporušil autorská práva třetích osob, zejména jsem nezasáhl nedovoleným způsobem do cizích autorských práv osobnostních a jsem si plně vědom následků porušení ustanovení § 11 a následujících autorského zákona č. 121/2000 Sb., včetně možných trestněprávních důsledků vyplývajících z ustanovení § 152 trestního zákona č. 140/1961 Sb.

V Brně dne .....

Podpis autora .....





---

## Poděkování

Tímto bych chtěl poděkovat panu Ing. Martinu Pavlasovi, Ph.D. za pomoc a cenné rady, které mi během vypracování daného tématu poskytl a umožnil tak dokončení této diplomové práce. Rád bych poděkoval firmě Agrikomp s.r.o. za ochotu spolupracovat.

Bc. Marek Šmarda



---

## OBSAH

ÚVOD .....	11
1 Bioplynová stanice .....	13
1.1 Dělení bioplynových stanic .....	13
1.1.1 Podle druhu zpracovávaného vstupního materiálu .....	13
1.1.2 Zemědělské BPS .....	13
1.1.3 Čistírenské BPS .....	13
1.1.4 Ostatní BPS .....	13
1.2 Rozdělení BPS podle obsahu sušiny zpracovávaného materiálu .....	13
1.3 Dělení BPS podle počtu fermentorů zařazených v sérii .....	14
2 Bioplyn .....	15
2.1 Fáze vzniku bioplynu .....	16
2.1.1 Hydrolýza .....	16
2.1.2 Acidogeneze .....	16
2.1.3 Acetogeneze .....	17
2.1.4 Metanogeneze .....	17
2.1.5 Prostředí pro vznik bioplynu .....	18
2.2 Faktory ovlivňující tvorbu bioplynu .....	19
2.2.1 Vstupní materiál .....	19
2.2.2 Teplota .....	20
2.2.3 Obsah kyslíku .....	21
2.2.4 Hodnota pH .....	21
2.2.5 Doba zdržení .....	23
2.2.6 Poměr uhlíku a dusíku .....	23
2.2.7 Inhibující látky .....	24
3 Zařízení bioplynové stanice .....	25
3.1 Skladování vstupního materiálu .....	25
3.2 Směšovač .....	26
3.3 Fermentor .....	27
3.3.1 Fermentor s diskontinuálním provozem .....	27
3.3.2 Fermentor s kontinuálním provozem .....	27
3.4 Vyhřívání .....	29
3.5 Míchání .....	31
3.6 Skladování a produkce bioplynu .....	32

---

3.6.1	Integrovaný zásobník plynu .....	33
3.7	Úprava bioplynu .....	34
3.8	Fléra .....	35
3.9	Výroba tepla a elektřiny – kogenerace .....	36
3.10	Aktuální legislativní požadavky pro kogenerační jednotku .....	37
3.11	Energetická náročnost provozu .....	37
3.12	Způsob výpočtu účinnosti stanovený legislativou .....	37
3.1.2	Návrh cenového rozhodnutí energetického regulačního úřadu.....	39
4	Bioplynová stanice Vojtěchov .....	43
4.1	Základní informace o bioplynové stanici Vojtěchov .....	43
5	Materiálová bilance.....	44
5.1	Podmínky pro materiálovou bilanci .....	45
5.2	Směšovač .....	46
5.3	Fermentor.....	47
5.4	Dofermentor: .....	50
6	Tepelná bilance .....	52
6.1	Kogenerační jednotka .....	52
6.2	Teplo pro výhřev fermentoru.....	54
6.3	Výpočet tepelné bilance dofermentoru .....	57
6.4	Distribuce tepla.....	59
6.5	Návrh na využití nízko potenciálního tepla .....	60
6.5.1	Přiblížení AU analýzy .....	62
6.6	Návrh výměníku na využití spalín.....	64
6.7	Dílčí závěry.....	69
7	Závěr .....	70
8	Zdroje .....	71
9	Seznam tabulek .....	75
10	Seznam obrázků .....	76
11	Seznam grafů .....	78
12	Seznam zkratek .....	79
13	Přílohy.....	80

---

# ÚVOD

Bio plynárenský průmysl v České republice se datuje k roku 2005, v návaznosti na přijetí zákona č.180/2005 SB., o podpoře výroby elektřiny z obnovitelných zdrojů, který stanovil nové výkupní ceny a zelené bonusy pro výroby elektřiny z obnovitelných zdrojů energie. V rámci omezování používání neobnovitelných zdrojů energie se Česká republika zavála snížit jejich množství používání a hledání nových alternativních směrů. Výroba bioplynu představuje 25 % celkové výroby energie z obnovitelných zdrojů ČR. V letech 2005–2013 byla výstavba bioplynových stanic podporována dotacemi z Programu rozvoje venkova garantovaného Ministerstvem Zemědělství ČR. [1]

V České republice je v provozu 554 bioplynových stanic s celkovým instalovaným výkonem 360 MW, s průměrným instalovaným výkonem bioplynové stanice 650 kW. Převážná část těchto bioplynových stanic je spjatá se zemědělskými podniky, které dodávají do bioplynových stanic materiál. V Evropské Unii má největší počet bioplynových stanic Německo s celkovým počtem 10 846, což představuje 63 % z celkového počtu bioplynových stanic v Evropě. Průměrný instalovaný výkon bioplynové stanice je 420 kW. Tyto údaje jsou dle skutečnosti k 31.12.2015 [1]

Je reálný předpoklad, že počet bioplynových stanic v České republice ještě poroste. S ohledem na náročnost vstupní investice je dotační podpora při výstavbě bioplynové stanice velmi důležitá. Současná forma podpory rozvoje bioplynových stanic je například v rámci Programu rozvoje venkova 2014–2020, v operaci na diverzifikaci zemědělských činností. V rámci této operace bude podporována výstavba bioplynových stanic s maximálním instalovaným výkonem do 500 kW. Tato podpora je určena pouze pro chovatele prasat za účelem stabilizace příjmu a přispěje k ochraně životního prostředí omezením zakládání polních hnojišť a tím k CO<sub>2</sub> neutrální výrobě elektrické a tepelné energie. [4]

U bioplynových stanic v rámci České republiky dominuje z hlediska využití a technologie kombinovaná výroba elektřiny a tepla. Elektřina vyrobená v kogeneračních jednotkách se využívá na vlastní provoz a dále je prodávána do elektrické sítě. Teplo, které je vyrobeno z kogenerační jednotky, je pomocí sítě tepelných výměníků využito pro ohřev fermentorů a dofermentorů, což se pohybuje mezi 1/3 až 2/3 celkově vyrobeného tepla v závislosti na vnějších podmínkách.

Existující bioplynové stanice mají stále problém s využitím odpadního tepla, které je mařeno do ovzduší. V roce 2012 byla vydána výzva k tomu, aby bioplynové stanice využívaly alespoň 10 % vyrobeného užitečného tepla mimo vlastní spotřebu. Bioplynové stanice, které byly uvedeny do provozu před rokem 2012, mohly nadále žádat o nový zelený bonus v hodnotě 5 haléřů na kilowatthodinu [2]. V následujícím roce vychází nový motivační bonus pro nakládání s teplem, každý vlastník bioplynové stanice je motivován k tomu, aby využil odpadní teplo v maximální možné míře. Podpora KVET byla stanovena na 50 haléřů na kWh při 100 % využití tepla. Tato finanční motivace má pozitivní vliv na efektivnost provozu bioplynové stanice a návratnost vložených investic [3]

---

Provozovatelé by měli být motivováni k hledání nových cest k efektivnímu využití bioplynových stanic i bez dotační podpory. Z tohoto důvodu je potřebné, aby se zjistila tzv. „slabá místa procesu“ ve formě tepelných ztrát. Tepelné ztráty je možné snižovat samotnou konstrukcí bioplynové stanice, a to konstrukčním uspořádáním fermentorů a dofermentoru s využitím vhodné tepelné izolace [5]. Další možností pro zefektivnění provozu je využití odpadního tepla.

Cílem diplomové práce je analyzovat správné stanovení procesu využití odpadního tepla konkrétní bioplynové stanice. Nejprve je nezbytné udělat materiálovou a tepelnou bilanci v průběhu kalendářního roku. Dle výsledků těchto bilancí budou využity modely výpočtů pro opatření na zefektivnění provozu bioplynové stanice Vojtěchov, Pardubický kraj.

---

# 1 Bioplynová stanice

Bioplynová stanice (BPS) je zařízení, které slouží k přeměně biomasy na digestát a bioplyn. Vstupní materiál je prostřednictvím anaerobní digesce (fermentací) přeměněn na biologicky rozložitelný materiál, jehož rozpadem dochází k produkci bioplynu. Následně je bioplyn přeměněn pomocí kogenerační jednotky na tepelnou a elektrickou energii. [6]

## 1.1 Dělení bioplynových stanic

### 1.1.1 Podle druhu zpracovávaného vstupního materiálu

Bioplynové stanice se dělí do jednotlivých kategorií dle vstupního materiálu [7], v souladu s metodickým pokynem Ministerstva životního prostředí, podmínkami pro schvalování bioplynových stanic [39]:

- zemědělské BPS
- čistírenské BPS
- ostatní BPS.

#### 1.1.2 Zemědělské BPS

BPS tohoto druhu zpracovávají materiály rostlinného charakteru a statkových hnojiv (keřda, podestýlka). Na tomto typu bioplynových stanic není možné zpracovat jiné druhy odpadů dle zákona č.185/2001Sb., o odpadech. V tomto druhu BPS se převážně zpracovávají materiály zemědělské produkce, a to podle typu původu: živočišného původu, rostlinného původu, cíleně pěstovaná biomasa. [7]

#### 1.1.3 Čistírenské BPS

Tento typ BPS využívá anaerobní fermentace k anaerobní stabilizaci odpadních kalů vzniklých v čistírnách odpadních vod. Technologie je přímo určena ke zpracování kalu a je součástí odpadového hospodářství čistírny odpadních vod. Do zařízení čistírenských BPS vstupují pouze kaly ze septiků a odpadní vody. BPS, které pracují v režimu čističek odpadních vod. V takovém případě BPS nemusí být vybaveny zásobní nádrží na anaerobní stabilizovaný kal. [8]

#### 1.1.4 Ostatní BPS

Zbytkovou množinu BPS tvoří BPS zpracovávající ostatní vstupy. BPS mohou také zpracovávat odpady, které jsou určeny pro jiné typy BPS. Jestliže ostatní BPS zpracovávají vedlejší produkty živočišného původu, spadají přímo pod nařízení (ES) č. 1069/2009 a nařízení Komise EU č.142/2011 a musí splňovat podmínky v nich uvedené. [8] Jedná se například o podmínku dle přílohy 3 zařízení na výrobu bioplynu: zařízení musí být vybavena pasterizačně/ hygienickou jednotkou. [39]

## 1.2 Rozdělení BPS podle obsahu sušiny zpracovávaného materiálu

Digesce se rozděluje podle závislosti na podílu sušiny ve vstupním substrátu na suchou a mokrou. Technologie suché fermentace pracuje se vstupními materiály s pouze minimální spotřebou ředící kapaliny. Mokrá fermentace představuje zpracování vstupního substrátu s podílem sušiny 12–15 % za pomoci kapaliny. [9] Výsledným produktem procesu je pak

bioplyn, jež je sloučenina metanu (50-70 %) a oxidu uhličitého (20-50 %) a ostatních plynů. Metan je využit při výrobě tepelné a elektrické energie, zbytek nerozloženého substrátu se dále použije jako hnojivo.

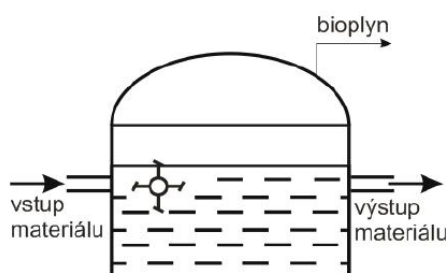
BPS, které zpracovávají materiál s obsahem sušiny na vstupu nižší než 15 %, jsou označovány jako bioplynové stanice zpracovávající tekuté substráty. Tyto stanice využívají disperzi vstupního materiálu v roztoku se snahou o co největší plochu styku organismů se vstupním materiálem. Touto technologií je vybaveno cca 98 % všech bioplynových stanic v České republice. [13][14]

Dalším typem jsou bioplynové stanice s obsahem vstupní sušiny vyšší než 15 %, tzv. stanice zpracovávající netekuté substráty. Vstupní materiál je postříkán procesní tekutinou (perkolát) a následně naskladněn do fermentoru. Tato technologie představuje 2 % instalovaných BPS v České republice. [13] [14]

### 1.3 Dělení BPS podle počtu fermentorů zařazených v sérii

BPS dělíme podle počtu fermentorů řazených v sérii na BPS s jednostupňovou nebo dvoustupňovou fermentací.

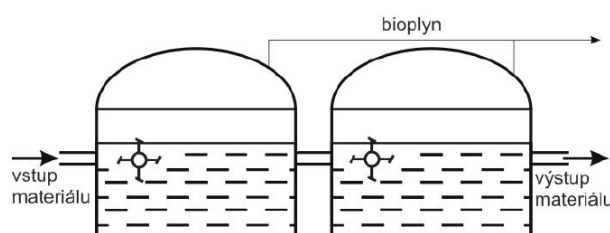
Proces jednostupňové fermentace probíhá při neměnném umístění substrátu za pomoci mikrobiálních procesů. K lepšímu styku materiálu a mikroorganismů uvnitř reaktoru pomáhají míchadla.



Obrázek 1 : Jednostupňová fermentace [14]

Dvoustupňová fermentace probíhá s využitím mikrobiálních procesů ve dvou různých částech.

V prvním fermentoru nejdříve dojde k hydrolýze a acidogenezi substrátu. Následně pak v druhém fermentoru projde procesem acetogeneze a metanogeneze hmoty.



Obrázek 2 : Dvoustupňová fermentace [14]



## 2 Bioplyn

Bioplyn je obnovitelný zdroj se širokou škálou využití. Mezi přednosti bioplynu patří skladovatelnost a následná upravitelnost plynu pro pohon dopravních vozidel, k výrobě elektrické, tepelné nebo kombinované výroby energie.

Bioplyn je složenina směsi metanu, oxidu uhličitého a dalších látek ( $H_2$ ,  $N_2$ ,  $H_2S$  a vodních par), které jsou však zastoupeny pouze v zanedbatelném množství.

V tabulce č.1 je uvedeno obsahové složení bioplynu:

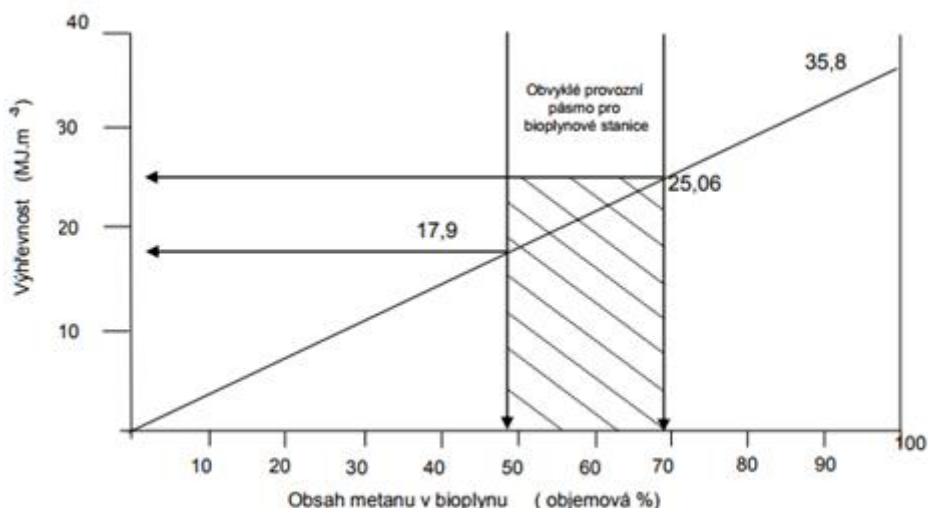
Tabulka 1: Objemové zastoupení složek směsi v bioplynu [10]

Složka	Obsah v % obj.
Methan – $CH_4$	45–75
Oxid uhličitý – $CO_2$	25–48
Vodík – $H_2$	0–3
Sulfan – $H_2S$	0,1 -1
Dusík – $N_2$	1–3
Amoniak – $NH_3$	0,01-0,05

Tabulka č.2 představuje základní vlastnosti bioplynu

Tabulka 2 : Základní vlastnosti bioplynu [10]

Základní vlastnosti		Bioplyn	$CH_4$	$CO_2$	$H_2$	$H_2S$	$N_2$	$NH_3$
Výhřevnost	[MJ/m <sup>3</sup> ]	21,5	35,84		10,8	22,8		
Práh vzplanutí	[Obj.%]	6-12	5-15		4–80	4–45		16
Teplota zapálení	[°C]	650–750	650-750		585			
Měrná hmotnost	[Kg/m <sup>3</sup> ]	1,2	0,714	1,977	0,009	1,54	1,25	0,771



Obrázek 3: Graf závislosti výhřevnosti na obsahu metanu [10]

Jak lze vidět na obrázku 3 výhřevnost bioplynu je přímo úměrná na množstevním zastoupení metanu [10].

## 2.1 Fáze vzniku bioplynu

Jak již bylo naznačeno v předchozí kapitole práce, proces vzniku bioplynu lze rozdělit do čtyř fází:

- Hydrolýzy
- Acidogeneze
- Acetogeneze
- Metanogeneze

### 2.1.1 Hydrolýza

Jedná se o první stádium rozkladu vysokomolekulárních látek. Obecně jsou látky substrátu složeny ze skupin proteinů, polysacharidů, lipidů a nerozpuštěných organických polymerů, které jsou za pomoci vody a fermentačních bakterií rozloženy na nízkomolekulární látky (jednoduché cukry, peptidy, glycerin, vyšší mastné kyseliny, aminokyseliny). Tato fáze rozkladu probíhá v prostředí, které přesahuje 50 % hmotnostního podílu kyslíku a vlhkosti. [10]

### 2.1.2 Acidogeneze

Zpracovávaný materiál může obsahovat nežádoucí zbytky vzdušného kyslíku. V této fázi je vzdušný kyslík definitivně odstraněn, což vede ke vzniku anaerobního prostředí. Přeměna organických kyselin na mastné kyseliny s krátkými řetězci probíhá působením acidogenních bakterií, které jsou uměle přidány do substrátu, aby došlo k požadovanému efektu. Současně dochází k rozkladu produktů hydrolýzy na jednodušší látky (vodík, oxid uhličitý). Při zvýšení parciálního tlaku vodíku se tvoří etanol a organické kyseliny. Je-li parciální tlak vodíku nízký, dochází k tvorbě oxidu uhličitého a kyseliny octové. [10] [11]

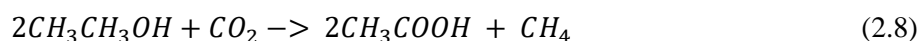
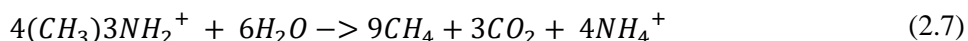
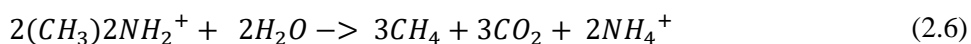
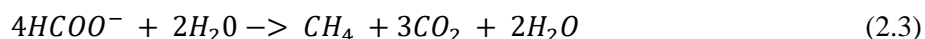
### 2.1.3 Acetogeneze

Ve fázi acetogeneze dochází k tvorbě kyseliny octové, která je nosným článkem při vzniku metanu. Homo-acetogenní organismy jsou striktně anaerobní bakterie [35], které rozkládají substrát na acetát, organické kyseliny, alkoholy a vodík. V této fázi rozkladu se tu objevují i jiné než acetogenní organismy (sulfátereduktanty, nitrátereduktanty), které produkují mimo jiné i sulfany a dusík. [10][11]

### 2.1.4 Metanogeneze

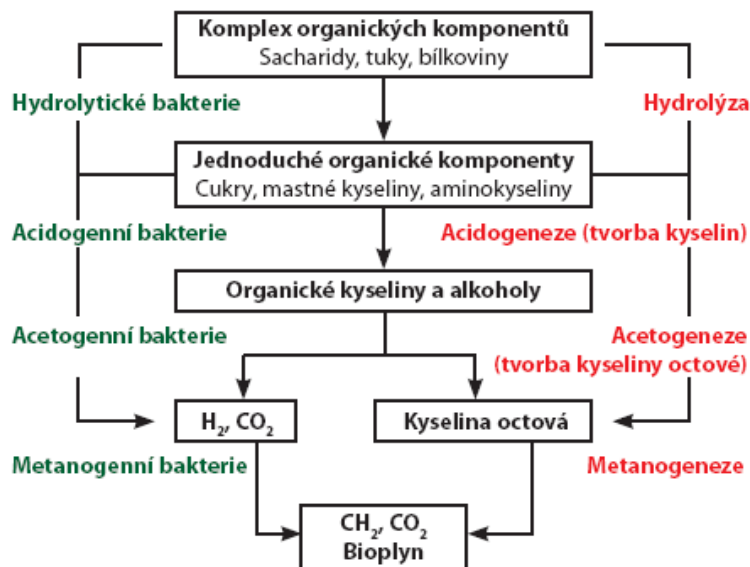
Metanogeneze je poslední fází tvorby bioplynu, která probíhá za anaerobních podmínek. U acetotrofních bakterií z řádu *Methanosarcinales* dochází k přeměně kyseliny octové na bioplyn, který je tvořen majoritními složkami metanem a oxidem uhličitým. Probíhající reakce jsou exotermní. [12][13]

Vznik metanu v poslední fázi vzniku bioplynu je popsán rovnicemi



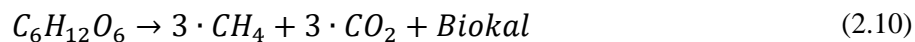
### 2.1.5 Prostředí pro vznik bioplynu

K tomu, aby jednotlivé fáze proběhly, musí být vytvořeno stabilní prostředí. Hlavní roli v tomto procesu hraje zásobení mikroorganismů živinami a stopovými prvky. Ty jsou odpovědné za katalýzu v jednotlivých krocích v uvedeném procesu na obr.4.



Obrázek 4: Tvorba bioplynu [12]

Na základě rovnice, která popisuje rozklad cukerného řetězce, je možné určit potřebné teplo pro získání bioplynu. [23]

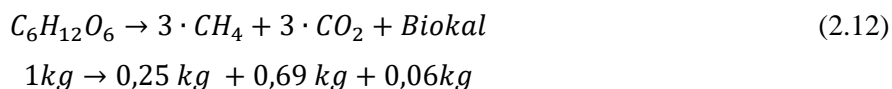


Za předpokladu, že:

$$Q_{reakční} = \sum Q_{Spalných\ tepel} - \sum Q_{reaktantů} \quad (2.11)$$

Pro zjednodušení výpočtu bylo uvažováno s rozkladem 1 kg celulózy. Z níže popsané chemické reakce lze vyvodit závěr, že celulóza se rozloží na metan, oxid uhličitý a zbytek – biokal.

V anaerobním procesu musí být dodáno teplo, aby nastal proces, při němž dojde k přeměně cukru na metan [23].



Pro výpočet spalného tepla, které je nutné pro rozložení 1 kg celulózy byl použit vzorec pro výpočet spalného tepla dle Institute of Gas Technology. [38]

$$HHV_{C_6H_{12}O_6} = 341 \cdot C_{hm} + 1322 \cdot H_{hm} + 65,8 \cdot S_{hm} - 120 \cdot (O_{hm} - N_{hm}) \quad (2.13)$$

$$HHV_{C_6H_{12}O_6} = 16198 \text{ kJ/Kg}$$

- $C_{hm}$  – zastoupení uhlíku [%]
- $H_{hm}$  – zastoupení vodíku [%]
- $S_{hm}$  – zastoupení síry [%]
- $O_{hm}$  – zastoupení kyslíku [%]
- $N_{hm}$  – zastoupení dusíku [%]

$$HHV_{C_6H_{12}O_6} = 0.25 \cdot HHV_{CH_4} + 0.69 \cdot HHV_{CO_2} + 0.06 \cdot HHV_{Biokal} \quad (2.14)$$

Spalné teplo od složky  $CO_2$  je nulové.

$$HHV_{C_6H_{12}O_6} = 1463 \text{ kJ/kg}$$

K rozložení 1 kg  $C_6H_{12}O_6$  je potřeba 1463 kJ/kg. Jedná se teda o endotermickou reakci, tudíž je nutné ohřívat reaktory, aby bylo produkováno požadované množství bioplynu.

## 2.2 Faktory ovlivňující tvorbu bioplynu

Celá řada faktorů ovlivňuje proces anaerobní fermentace, a tudíž i tvorbu bioplynu. Mezi tyto parametry patří: vstupní materiál a velikost jeho částic, obsah kyslíku, teplota, hodnota pH, doba zdržení materiálu ve fermentoru, poměr uhlíku a dusíku a inhibujících látek, obsah stopových prvků.

V tabulce č.3 jsou uvedeny základní parametry pro požadované prostředí uvnitř fermentoru při průběhu anaerobní fermentace:

Tabulka 3 : Požadavky na prostředí ve fermentoru [13]

Parametr	Hydrolýza/acidogeneze	Acetogeneze /metanogeneze
Teplota [°C]	25-35	Mezofilní 30-45 Termofilní 50-60
pH [-]	5,2 -6,3	7,2-8,2
[C:N]	10-45	20-30
Redoxní potenciál [mV]	+400 až -300	< -250
Požadovaný poměr C:N	500:15	60:15
Stopové prvky	Nevyžadovány	Ni, Co, Se

### 2.2.1 Vstupní materiál

Výtěžnost bioplynu závisí na složení vstupního materiálu, rozdílná složení substrátu ovlivňují rozložitelnost a produkci bioplynu. V tabulce č.4 je uvedena produkce bioplynu v závislosti na obsahu základních živin.[13]

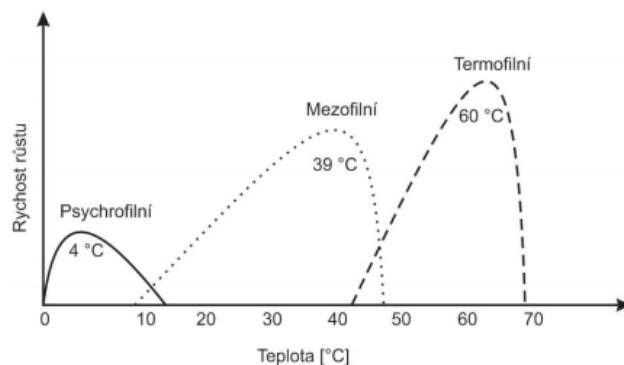
Tabulka 4: Ideální produkce bioplynu vztahená na kg organické sušiny [13]

Látka	Produkce bioplynu [m <sup>3</sup> ]	Složení bioplynu [%obj]CH <sub>4</sub> :CO <sub>2</sub>
Tuky	1,1 - 1,6	80:20
Polysacharidy a monosacharidy	0,75 -0,9	54:46
Proteiny	0,6-0,8	64:40

Nerozemleté částice vstupující do fermentoru, jež jsou větší než 20 mm, se velmi těžko rozkládají. Předvstupní úprava materiálu je velice důležitá a může významně ovlivnit produkci bioplynu. [13].

## 2.2.2 Teplota

Dle obrázku č.5 lze rozlišit mikroorganismy do skupin v závislosti na teplotě, která vytváří ty nejlepší podmínky pro jejich růst a energetickou efektivnost.



Obrázek 5: Závislost rychlosti růstu mikroorganismu na teplotě [11]

V tabulce č. 5 jsou uvedeny typy bakterií a teploty pro jejich existenci.

Tabulka 5: Typy bakterií a teploty pro jejich existenci [12]

Typ bakterií	Rozsah teplot [°C]
Psychrofilní	5-25
Mezofilní	30–45
Termofilní	40–60

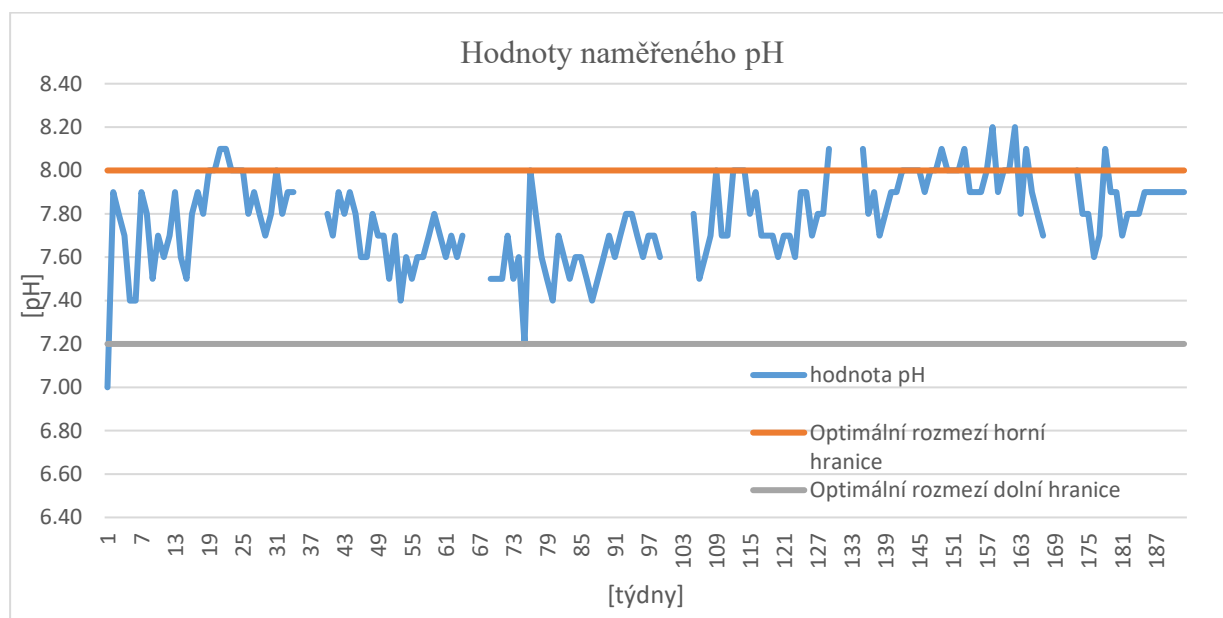
V bioplynových stanicích převažují teplotní rozsahy mezi 30–45 °C. Jedná se o nejlepší kombinaci kinetiky tvorby bioplynu. Při tvorbě bioplynu je třeba udržovat konstantní teplotu, jelikož výraznější výkyv teplot může způsobit kolaps celého procesu. [12][15]

### 2.2.3 Obsah kyslíku

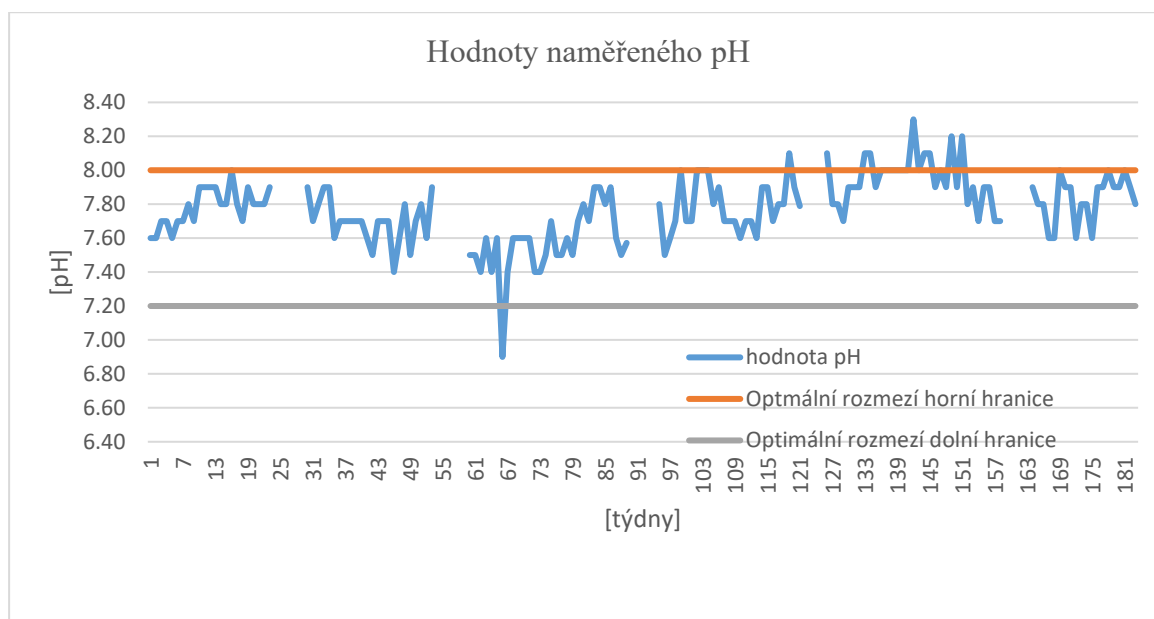
Při kontaktu metanogenních bakterií s kyslíkem dochází k jejich likvidaci, a to již při minimální koncentraci kyslíku. Pokud je v prostředí přebytek kyslíku jsou bakterie dostatečně inhibovány a nedochází k fermentaci. [9]

### 2.2.4 Hodnota pH

Pro tvorbu bioplynu je hodnota pH vstupního materiálu indikátorem stability procesu. Různé procesní fáze výroby bioplynu vyžadují různé hodnoty pH. Nejcitlivější jsou na složení bakterie řádu *Metanogenaarchea*, pokud je pH nižší než 6,5 působí to na bakterie inhibičně a dochází tak ke snížení produkce plynu. Ke snížení pH může dojít vlivem nárůstů organických kyselin během fáze acidogeneze. Pokud dojde k nadměrnému růstu *Metanogeaarchea* a následnému zvýšení pH nad 8,3[16], což je inhibiční pro acidogenezi, dojde ke zvýšení koncentrace amoniaku. [15] V následující části jsou zobrazeny na grafu 1,2 naměřené hodnoty pro jednotlivé fermentory v bioplynové stanici Vojtěchov.



Graf 1: Hodnoty naměřeného pH – fermentor 1

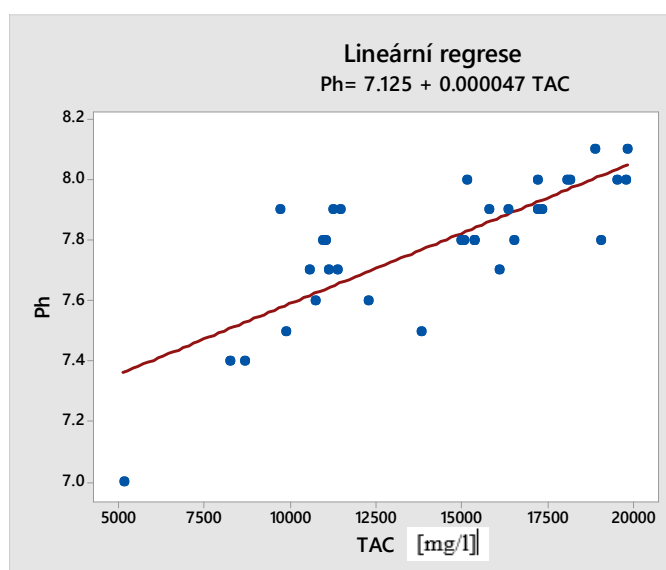


Graf 2: Hodnoty naměřeného pH – fermentor 2

Z grafu 1 i 2 je patrné, že po celou dobu sledování byly hodnoty pH ideální pro tvorbu bioplynu.

K tomu, aby bylo zjištěno na čem jsou naměřené hodnoty pH nejvíce závislé, byl využit:

Spearmanův korelační koeficient [41] – posouzení závislosti pH na měřených aminokyselinách. Účelem bylo popsat závislost, jak ovlivňuje koncentrace aminokyselin TAC a FOS hodnotu pH. Anderson-Darlingův test normality ukázal statisticky významnou odchylku od normálního rozdělení na hladině významnosti 5 %. [41] Test normality ověřuje, zda mezi danými veličinami je nebo není monotónní závislost. Metoda spočívá v ověření skutečnosti, zda je korelace nulová. Čím blíže k 0, tím méně je závislá. P hodnotou je stanoveno, zda je test k zamítnutí nebo ne, pokud je hodnota menší jak 0,05, tak jsou hodnoty na sobě závislé. [41]



Graf 3: Lineární regrese pro vybraná data



---

Na základě  $P$  hodnoty, která se blíží 0 je množství aminokyseliny TAC statisticky významný faktor, který ovlivňuje hodnotu pH. Jestliže by byl uvažován tento faktor, tak by šlo změnit hodnotu pH na základě změny obsahu aminokyselin s označením TAC.

### 2.2.5 Doba zdržení

Doba zdržení udává čas, kdy jsou částice zpracovávaného materiálu v kontaktu se substrátem ve fermentoru. Dobu zdržení ve fermentoru lze vypočítat pomocí následující rovnice, která je dána objemem  $V_r$  [ $m^3$ ] reaktoru dělená průtokem  $Q$  [ $m^3s^{-1}$ ] fermentoru.

$$\tau = \frac{V_r}{Q} [s] \quad (2.15)$$

- $V_r$  – objemový průtok reaktoru [ $m^3$ ]
- $Q$  – průtok fermentoru [ $\frac{m^3}{s}$ ]

Rovnice (2.15) popisuje dobu zdržení potřebnou k rozkladu organického materiálu. Delší doba zdržení znamená účinnější rozklad a více bioplynu. Pro udržení fermentačního procesu je třeba zvolit dobu zdržení tak, aby nedocházelo k vyplavování bakterií. Doba zdržení závisí na provozních podmínkách, teplotě ve fermentoru a podílu sušiny ve vstupním materiálu. Pokud jsou fermentory v mezofilním režimu, tak je doba zdržení delší, stejně tak pokud se jedná o zpracování materiálu s vyšším obsahem sušiny. Dobu zdržení lze zkrátit pomocí míchadel umístěných ve fermentoru [14],[15].

### 2.2.6 Poměr uhlíku a dusíku

Pro anaerobní organismy jsou základní živiny uhlík a dusík. Pro nejefektivnější chod bioplynové stanice je nezbytné, aby tento poměr byl v rozsahu (C: N 10-30: 1) [9]. Každý vstupní materiál může být tedy limitující z hlediska obsahu živin, a proto je tedy nutné zvolit optimální kombinaci a smíchání za účelem dosažení požadovaného poměru. [15]

### 2.2.7 Inhibující látky

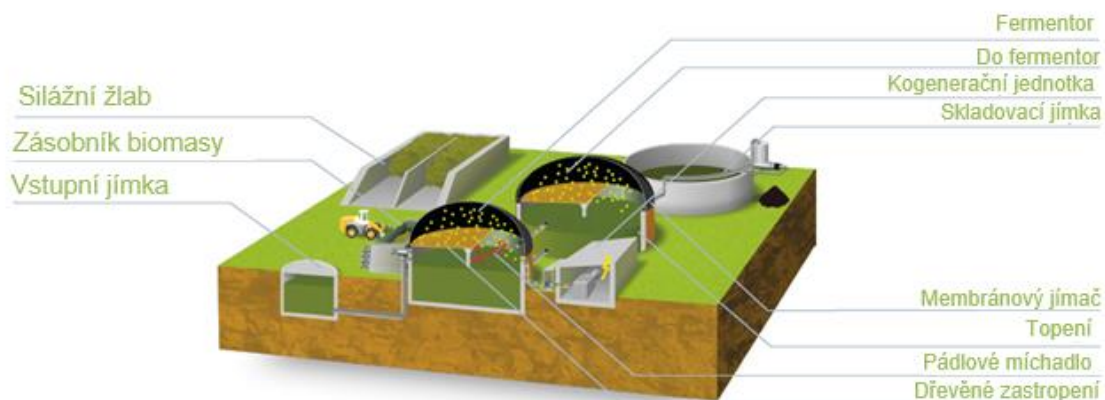
Inhibitory jsou látky, které zpomalují nebo úplně zastavují proces přeměny látek a tím brání rozkladným reakcím. Rozlišujeme dva typy inhibujících látek, ty, jež jsou přidány do fermentoru spolu s novým substrátem a ty, které jsou meziprodukty jednotlivých rozkladných kroků. Nadměrné dávkování substrátu může inhibovat proces, protože vstupní materiál může obsahovat antibiotika, rozpouštědla, herbicidy, soli, které mohou celý rozkladný proces zabrzdit i v nepatrném množství.[14]

Tabulka 6: Látky omezující fermentaci a jejich koncentrace [9]

Tlumicí látka	Koncentrace látek
Sodík [Na]	Rozsah 6 - 30 g/l
Draslík [K]	Od 3 g/l
Vápník [Ca]	Od 2,8 g/l $\text{CaCl}_2$
Hořčík [Mg]	Od 2,4 g/l $\text{MgCl}_2$
Čpavek [ $\text{NH}_3$ ]	2,7 -10 g/l
Síra [S]	Od 50 g/l $\text{H}_2\text{S}$ , 100 mg/l $\text{S}^{2-}$ , 160 mg/l NaS
Těžké kovy	Jako volné ionty: Od 100mg/l Ni, od 40mg/l Cu, od 130 mg/l Cr, od 340 mg/l Pb, Od 400mg/l Zn V karbonátech: Od 160 mg/l Zn, od 170mg/l Cu, od 180 mg/l Cd, od 530 mg/l $\text{Cr}^{3+}$ , od 1750 mg/l Fe
Mastné kyseliny	Iso-mléčná kyselina od 50 mg/l

### 3 Zařízení bioplynové stanice

V následující kapitole jsou jednotlivá zařízení a jejich parametry pro danou bioplynovou stanici.



Obrázek 6 : Funkční schéma bioplynové stanice firmy Agrikomp [21]

#### 3.1 Skladování vstupního materiálu

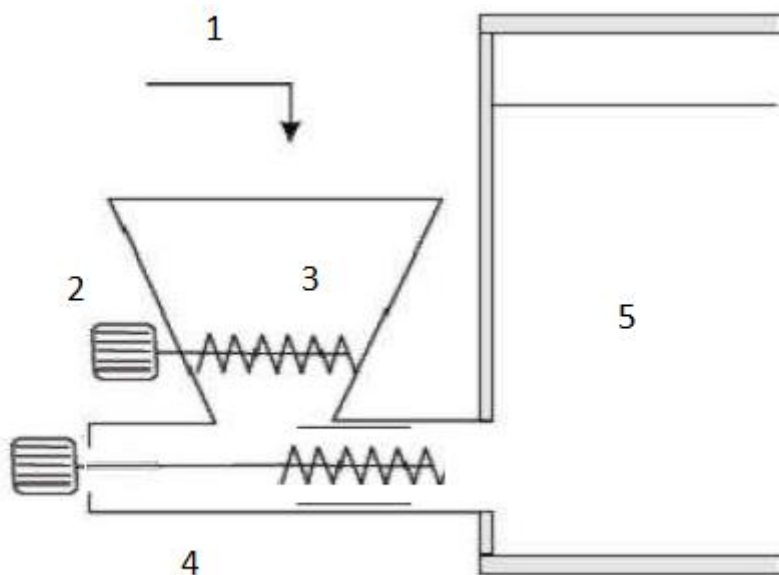
V první fázi procesu je vstupní materiál naskladněn a uložen do silážních žlabů viz. obrázek 7 nebo do jímky s kejdou. Ze silážních žlabů do směšovací nádrže je materiál dopravován za pomoci těžké techniky, kdy jednotlivé dávky jsou upraveny tak, aby odpovídaly předem stanovenému objemu, například lžíce od nakladače. Kejda, která má převážně vodnatý charakter, je uskladněna v jímce a pomocí odstředivých, kalových nebo vřetenových čerpadel tlačena do směšovače vždy v závislosti na obsahu sušiny (do 10 %).



Obrázek 7: Silážní žlab- foto autor

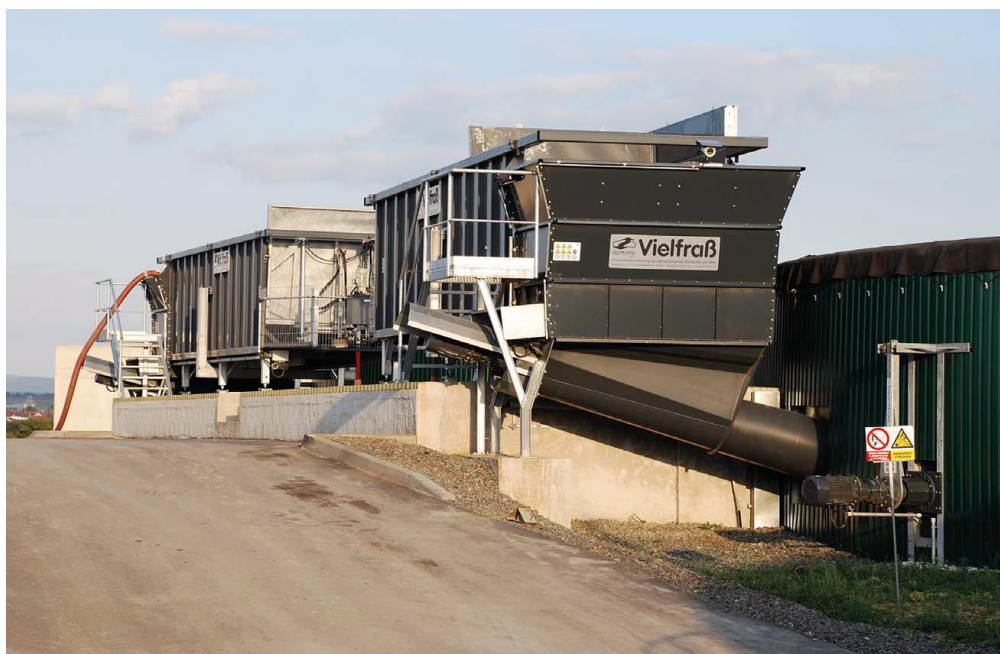
### 3.2 Směšovač

Zpracované vstupní suroviny, které nejde přecerpat jsou nakladačem dávkovány do přijímacího zásobníku, který je vybaven šnekovým dopravníkem s posuvným čelem. Vstupní substrát je následně rozduřován pomocí šnekového ústrojí a dalším šnekovým dopravníkem tlačén do fermentoru. Dávkování je plně automatizováno.



Obrázek 8: Schématické znázornění směšovače [25]

1- Dávkování substrátu; 2 posuvné čelo; 3 šnekový dopravník; 4 šnekový dopravník, 5 namíchaný digestát.



Obrázek 9: Směšovač firmy Vielfraß + Mulde [21]

### 3.3 Fermentor

Přívod substrátu do fermentoru je kontinuální. Dávkování je rozděleno do několika intervalů v průběhu dne. Vstupní surovina je dávkována podle konkrétních požadavků, tak aby odpovídal poměr jednotlivých mastných kyselin a pH. Prvotní ohřev materiálu na předepsanou teplotu aktivuje schopnost bakterií spustit rozkladné reakce nezbytné pro tvorbu bioplynu.

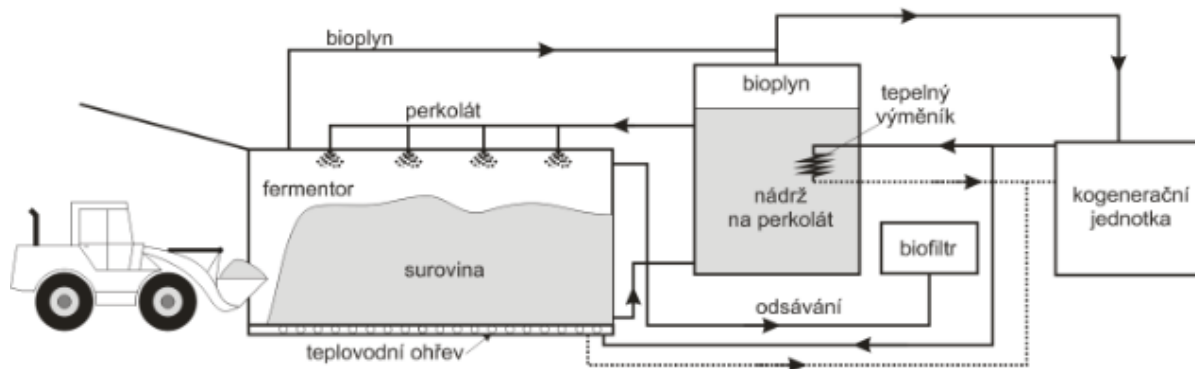
Fermentory se dělí na:

- Fermentor s diskontinuálním provozem
- Fermentor s kontinuálním provozem

#### 3.3.1 Fermentor s diskontinuálním provozem

Diskontinuální provoz je charakteristický zařízením, které je tvořeno fermentory ve tvaru kvádrů, které jsou umístěny vedle sebe. Vstupní materiál je vkládán do reaktoru homogenní, tudíž není potřeba mísiče. Doba zdržení se pohybuje od 14 do 21 dnů. Jedná se o suchou fermentaci. Po zpracování je materiál vyvezen z prostor fermentoru pomocí kolového nakladače. Tento vyvezený materiál je následně rozdělen na hnojivo a materiál, který se vrací zpět do fermentačního procesu.

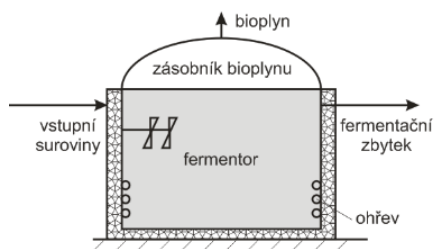
Pro očkování materiálu mikroorganismy je použit uzavřený koloběh s procesní tekutinou (perkolátu), který se v různých intervalech a různé intenzitě rozstřikuje pomocí trysek, které jsou umístěny u stropu fermentoru. Perkolát následně protéká mezerami v surovině a je odváděn potrubím, které je umístěno na dně skladovací nádrže. Odtud je přemístěn do vyhřívané nádrže perkolátu a opět je čerpán a rozstřikován do prostoru reaktoru. Teplota celého procesu je řízena pomocí vytápění, které je umístěno v podlahové části reaktoru. [25]



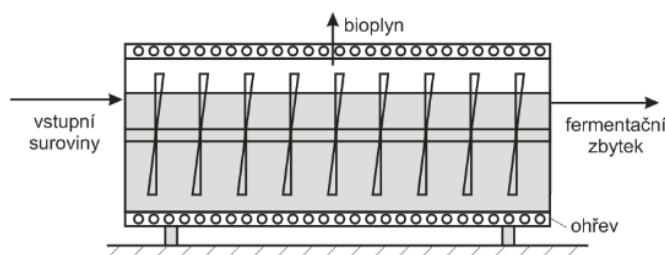
Obrázek 10: Fermentor s diskontinuálním provozem [25]

#### 3.3.2 Fermentor s kontinuálním provozem

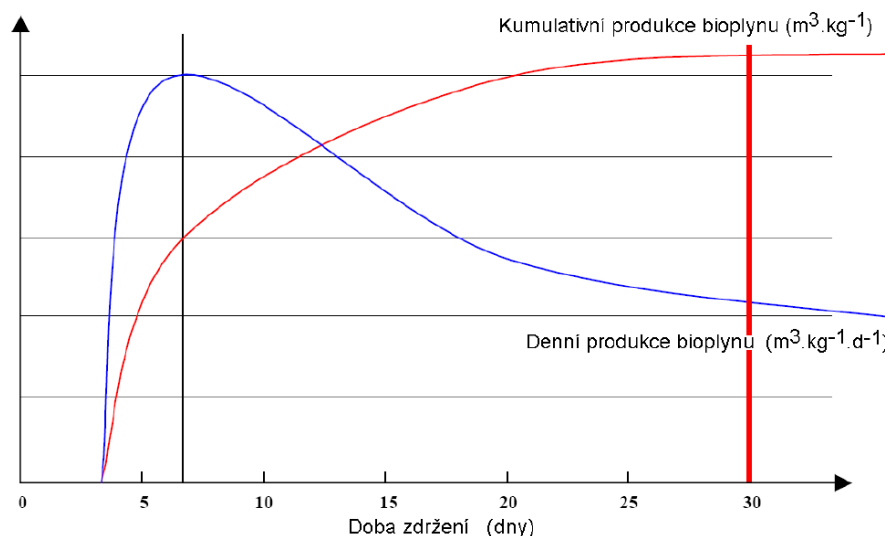
Pro BPS tohoto typu je charakteristický kontinuální přívod vstupní suroviny do fermentoru, kdy je surovina odváděna do fermentoru průběžně během dne. Tato zařízení jsou vybavena míchadly pro míchání obsahu ve fermentoru. Teplota v procesu je řízena teplovodním ohřevem. Z konstrukčního hlediska jsou BPS s kontinuálním provozem stavěny jako horizontální nebo vertikální nádoby. [25]



Obrázek 11: Fermentor vertikálního typu [20]



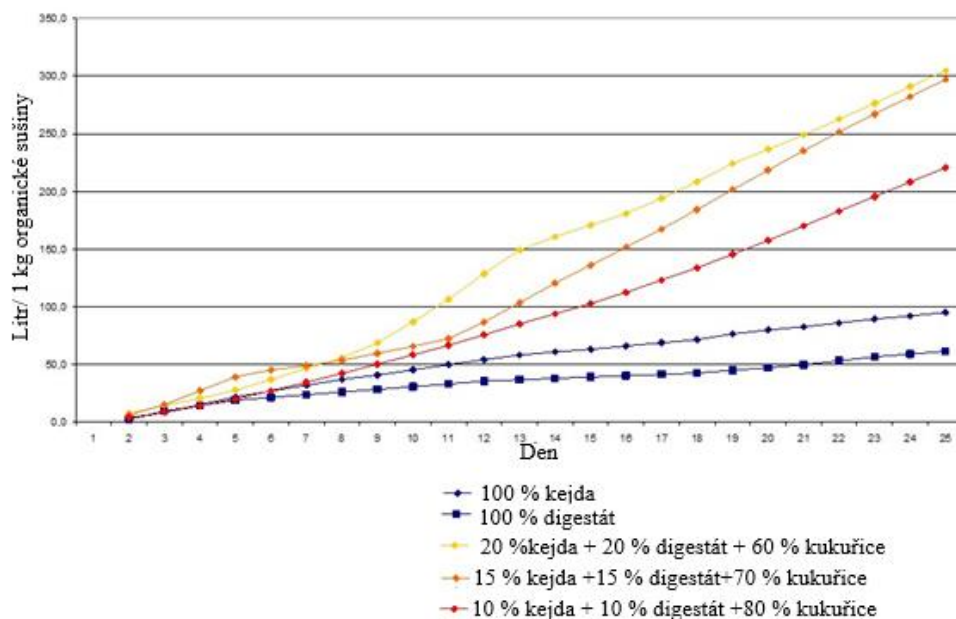
Obrázek 12: Fermentor horizontálního typu [20]



Obrázek 13: Kumulativní produkce bioplynu, denní produkce bioplynu v závislosti na době zdržení [22]

Obrázek 13 poukazuje na produkci bioplynu, která dosahuje maxima celkové kumulativní produkce přibližně ve 30 dnech, ale denní produkce bioplynu klesá v důsledku eliminování energetických zdrojů pro bakterie. Maximální odbouratelnost substrátu se pohybuje mezi 40–60 %.

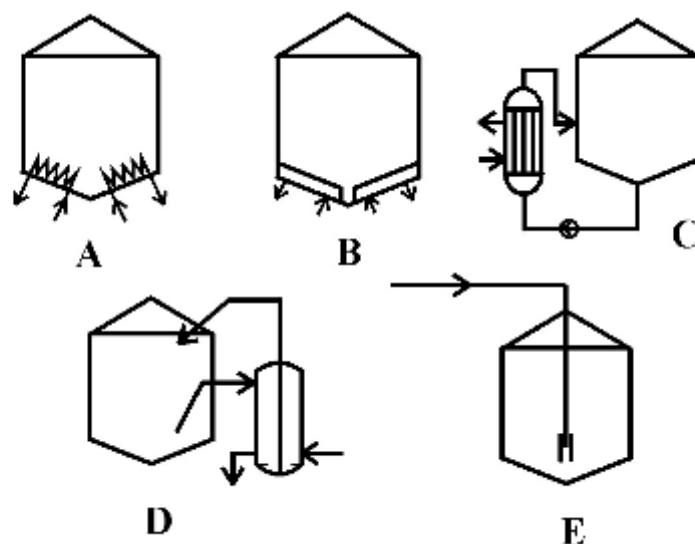
V případě zpracování kukuřice, viz obr.14 (obsah sušiny 28–35 %, závisí na kvalitě sklizně) ve vstupním materiálu, je situace jiná oproti zpracování směsného materiálu. Průměrná doba zdržení, při které je dosažitelnost rozložení organického podílu kukuřice mezi 60 až 80 %, trvá 50–140 dnů. Pokud je počítáno s provozem, kde jsou uloženy dva reaktory za sebou, zkracuje se tato doba na 50–80 dní. Doba rozkladu je způsobena strukturou organických pletiv, kde je maximální obsah hemicelulózy a minimální podíl celulózy a ligninu, a proto dochází k prodlužování rozkladu v hydrolyzní a acidogenní fázi. [22]



Obrázek 14: Kumulativní produkce bioplynu drcené kukuřice [24]

### 3.4 Vyhřívání

Konstantní procesní teplota uvnitř fermentoru je jednou z nejdůležitějších podmínek stabilního provozu a vyšší výtěžnosti bioplynu. Existují různé způsoby, jak docílit požadovaných podmínek vytápění v reaktorů. V následujícím obrázku č. 15 jsou zobrazeny některé druhy vytápění reaktorů.[26]



Obrázek 15: Druhy vytápění reaktoru [26]

A-vnitřní výměník; B-duplikátorový plášť; C-externí výměník; D-rekuperační výměník;  
E přímotopná pára;



Dopad sezónního kolísání teplot, včetně výkyvů teplot způsobených místními vlivy v různých oblastech fermentoru, musí být minimalizován. Velké kolísání teploty vede k nerovnováze procesu fermentace a v nejhorších případech k jeho selhání. Příčiny teplotních výkyvů mohou být:

- Přidání nové suroviny s jinou teplotou
- Vytvoření teplotních vrstev nebo teplotních zón kvůli nedostatku izolace, neúčinné nebo nesprávné dimenzování topného systému nebo nedostatečné míchání
- Nedostatečné umístění topných těles
- Extrémní venkovní teploty v létě nebo v zimě

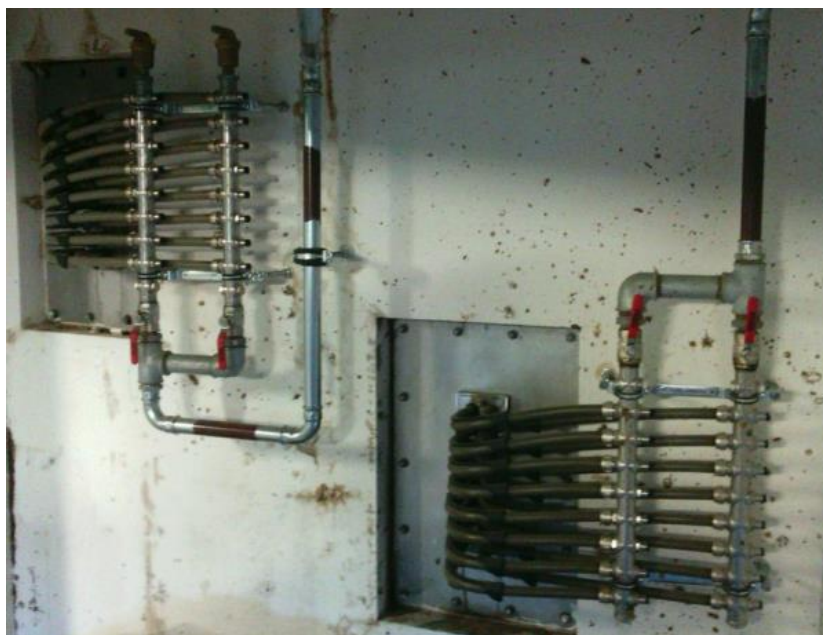
Fermentor a dofermentor musí být izolovány a vytápěny externími zdroji tepla pro dosažení a udržení konstantní teploty procesu a kompenzaci případné tepelné ztráty. [16]

Nejčastějším používaným zdrojem k zahřívání fermentoru je odpadní teplo z kogenerační jednotky. Ohřev suroviny lze provést buď během procesu přívodu (předehřívání), přes výměníky tepla. Tok tepla je pomocí rozvaděčů distribuován do jednotlivých reaktorů. Před vstupem do reaktoru je tok horké vody dále distribuován mezi 8–16 trubiček viz obrázek 17, které jsou nataženy podél stěn reaktoru, kde vyhřívají vstupní materiál na teplotu, která je optimální pro tvorbu bioplynu. Vybavení bioplynové stanice Vojtěchov, na obrázku 16 je možné vidět výměník tepla a systém rozvaděčů, které distribuují do vytápěcího hadu, obrázek 17.



*Obrázek 16: Napojení Tepelného rozvaděče na externí výměník tepla*

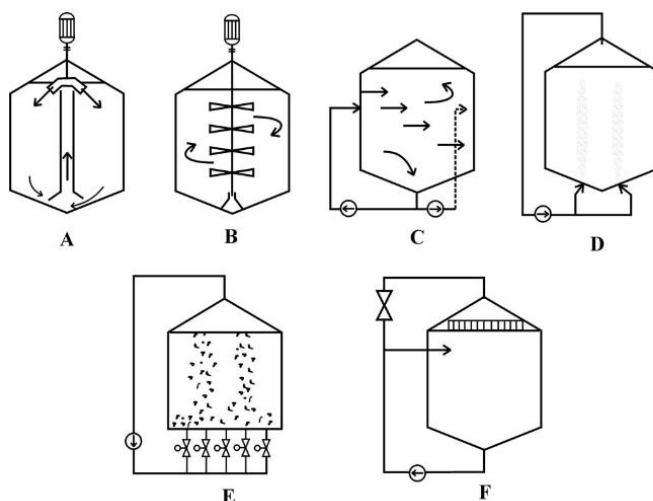




Obrázek 17: Napojení vytápění do fermentoru (8 trubic)

### 3.5 Míchání

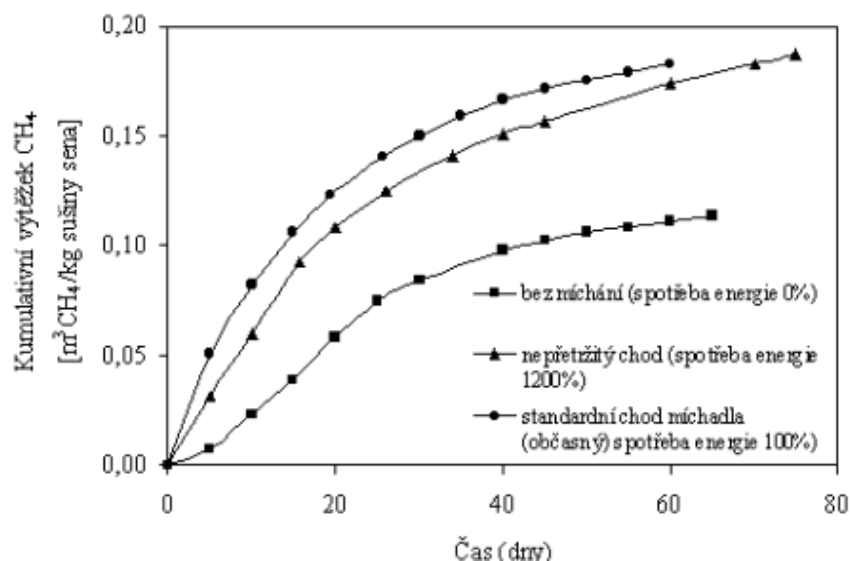
Míchadla mají nezastupitelnou funkci, protože musí zajistit účinné promíchání náplně fermentoru a dofermentoru, aby došlo k vytvoření optimálních podmínek pro tvorbu bioplynu. Navíc slouží k tomu, aby nedocházelo ke vzniku nemíchatelné vrstvy u hladiny nebo vytváření sedimentů u stěn reaktoru a rovněž ke snížení celkové spotřeby elektrické energie. K promíchání napomáhá sklon lopatek, který zajišťuje optimální promíchání biomasy. Existuje mnoho druhů míchání materiálu v reaktorech. [21] Na obrázku 18 jsou uvedené různé způsoby míchání:



Obrázek 18 : Způsoby míchání [21]

A-míchání mechanické turbínové; B-míchání mechanické lopatkové; C-míchání hydraulické; D - míchání pneumatické s pevnými vstupy; E – míchání pneumatické programově řízené; F - míchání hydraulické s odpěňovací sprchou;

Následující obrázek 19 porovnává tvorbu bioplynu při různých režimech míchání:



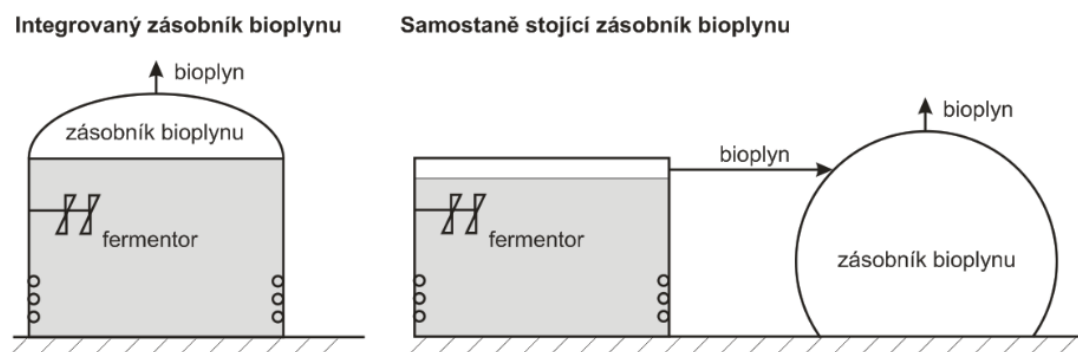
Obrázek 19 : Porovnání výtěžku tvorby bioplynu při různých režimech míchání [261]

### 3.6 Skladování a produkce bioplynu

Bioplyn je produkován nepravidelně, proto je třeba, aby byl fermentor vybaven dostatečnou kapacitou na skladování plynu. Plynové zásobníky musejí být odolné vůči: tlaku, ultrafialovému záření, teplotám a povětrnostním podmínkám. Plynojem by měl být navržený tak, aby byl schopen uložit do zásoby až ¼ denní produkce bioplynu. K dispozici jsou různé typy plynojemů, výběr a dimenzování systému přispívá k účinnosti a bezpečnosti zařízení. Pro výběr správného typu zásobníku existuje několik faktorů: pracovní tlak, objem, vnější zatížení, počet a velikost nádrží. [9]

Zásobníky jsou provozovány jako nízkotlaké, pokud je přetlak do 5 kPa. Vysokotlaké nádrže pracují při provozním přetlaku 5–400 kPa. Vysokotlaké nádrže se nepoužívají pro zemědělské stavby z důvodů velkých nákladů na pořízení a provoz.

Na základě konstrukčního hlediska můžeme rozdělit plynojemy na samostatně stojící zásobníky bioplynu a na zásobníky přímo integrované na fermentor. [25]



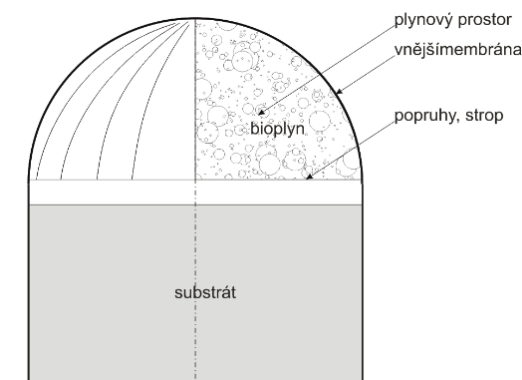
Obrázek 20: Umístění plynojemů [25]

### 3.6.1 Integrovaný zásobník plynu

Integrovaný zásobník plynu je velice rozšířeným a jednoduchým řešením skladování plynu. Zásobník plynu je umístěn přímo na vrcholu reaktoru. K akumulaci bioplynu slouží plynotěsná membránová folie vyrobená z několika různých typů materiálu (kaučuk, polyesterová tkanina potažená PVC). Tyto materiály jsou vybrány na základě testů odolnosti na povětrnostní podmínky, UV záření, požárně bezpečnostní podmínky a jiné. Existují dvě možné technické varianty pro integrované zásobníky bioplynu, tj. jedno a dvou membránové.

#### a) Jedno-membránový zásobník

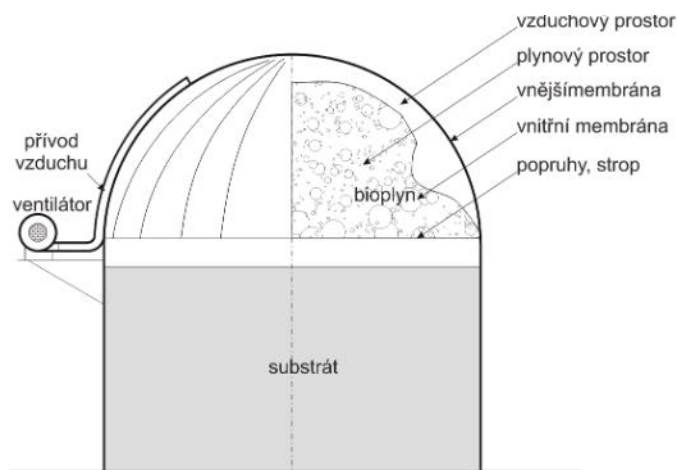
Vznikající bioplyn stoupá přes strop fermentoru a je jímám v prostoru nad stropem pomocí membrány – vaku. Membrána rovněž slouží jako kryt fermentoru. Jedná se o nízkotlaké zařízení, kde je fermentor vybaven kapalinovou pojistkou, která jej chrání před nadměrným tlakem. [14,25]



Obrázek 21: Integrovaný jedno membránový zásobník bioplynu [20]

#### b) Dvou-membránový zásobník

Dvou – membránový zásobník je tvořen vnější a vnitřní ochranou folií. Tlak bioplynu je regulován pomocí vzduchu, který je vháněn do membrány za pomoci vzduchového ventilátoru. Výhodou tohoto typu zásobníku je, že vzduch uvnitř membrány udržuje přetlak a neměnný vnější tvar. Vnitřní membrána je chráněna proti pádu do fermentoru stropem a nosnými pásy. Měření úrovně zaplnění je zabezpečeno pomocí ultrazvukového snímače. Dvou-membránový zásobník je vybaven kapalinovou pojistkou, která slouží jak ochrana před nadměrným tlakem.



Obrázek 22: Dvou-membránový zásobník [25]

### 3.7 Úprava bioplynu

Surový bioplyn je jímán do zásobníku nad fermentorem a dofermentorem. Předtím, než dojde ke spálení v kogenerační jednotce je potřebné, aby plyn prošel následujícími operacemi [21]:

- a) Snížení obsahu vlhkosti a chlazení
- b) Čištění
- c) Stlačení
- d) Obohacení bioplynu o lehké topné oleje [LTO]

a) Snížení obsahu vlhkosti a chlazení

Bioplyn produkovaný fermentací je stejně teplý jako teplota fermentačního procesu a obohacen o vodní páru. První stupeň ochlazení a odvlhčení je vedení plynu v podzemním potrubí. Trubky jsou položeny v nezámrzné hloubce, a proto je zde stabilní teplota. Pro další ochlazení bioplynu jsou použity moduly pro úpravu bioplynu, které jsou schopny dochladit bioplyn a tím následně zabránit nadměrné kondenzaci. Výhodou kondenzace je možnost navázání amoniaku a sirovodíku na molekuly vody.

b) Čištění plynu

Čištění probíhá ve dvou fázích. V první fázi je vháněno malé množství vzduchu do fermentoru. Pomocí biologických procesů je sirovodík bakteriemi odbourán na oxidující sirovodík ( $H_2S$ ). Tyto bakterie rostou na hladině substrátu, na stěnách a na stropech reaktorů. Dřevěná konstrukce reaktoru vytváří vhodné prostředí pro smíšené kultury bakterií, způsobující vysrážení elementární síry a síranu oxidací sirovodíku. Vyprodukovaná síra padá zpět do fermentujícího substrátu a odčerpává se spolu s odstraněným stabilizovaným digestátem. Tímto způsobem se síra dostává zpět do půdy, kde jako hnojivová složka napomáhá opětovnému růstu kulturních plodin.

Druhá fáze probíhá ve filtru, který je naplněn aktivním uhlím.

Bioplyn, který vstupuje do kogenerační jednotky má následující parametry viz. Tabulka 7.

Tabulka 7: Firemní informace z měření kvality bioplynu – autor na základě dat z firmy Agrikomp.

Složka	frac [% obj.]	LHV[kJ/m <sub>n</sub> <sup>3</sup> ]	Příspěvek jednotlivých komponent[kJ/m <sub>n</sub> <sup>3</sup> ]
CH <sub>4</sub>	51.9	35781	18570.339
H <sub>2</sub> S	0.007	23124	1.6186632
NH <sub>3</sub>	0	14114	0
O <sub>2</sub>	0.800	0	0
CO <sub>2</sub>	47.293	0	0
Celkem	100.00	LHV bioplyn [MJ/m <sub>N</sub> <sup>3</sup> ]	18.6

c) Stlačení

Pro dostatečné zásobení kogenerační jednotky plynem je nainstalováno dmýchadlo, které zvyšuje tlak a následně dochází zvýšení účinnosti kogenerační jednotky.

d) Obohacení bioplynu o LTO

Kogenerační jednotka funguje na principu zápalného paprsku, a proto je potřebné dodávat inicializační palivo ve formě lehkých topných olejů, které tvoří minimální část spalovaného materiálu v kogenerační jednotce.



Obrázek 23: Aparatury na čištění bioplynu – foto autor

### 3.8 Fléra

Fléra slouží ke spalování přebytečného bioplynu při dlouhodobých odstávkách kogeneračních jednotek nebo při krizových situacích (výpadek distribuční sítě), kdy nemohou být v provozu kogenerační jednotky a spalovat bioplyn. Při výpadku stále dochází k produkci bioplynu na fermentoru a dofermentoru a v tomto případě musí být využito externího spálení plynu. Zařízení musí být umístěno 15 metrů od nadzemních objektů. Plyn, který se zde spaluje, musí být zbavený vlhkosti tak, aby nedocházelo ke korozi zařízení. Parametry spalovacího plynu musí splňovat minimální obsah metanu okolo 40 % a nízký tlak 5kPa.

Fléra je bez trvalé obsluhy. Spalování bioplynu probíhá s přísáváním spalovacího vzduchu. Plamen je hlídán pomocí hlídače plamene (ionizační elektroda) a průtok plynu je ovládán elektromagnetickým ventilem. Pokud dojde k výpadku distribuční sítě je fléra napojena na nouzový zdroj elektrické energie. [28][29]





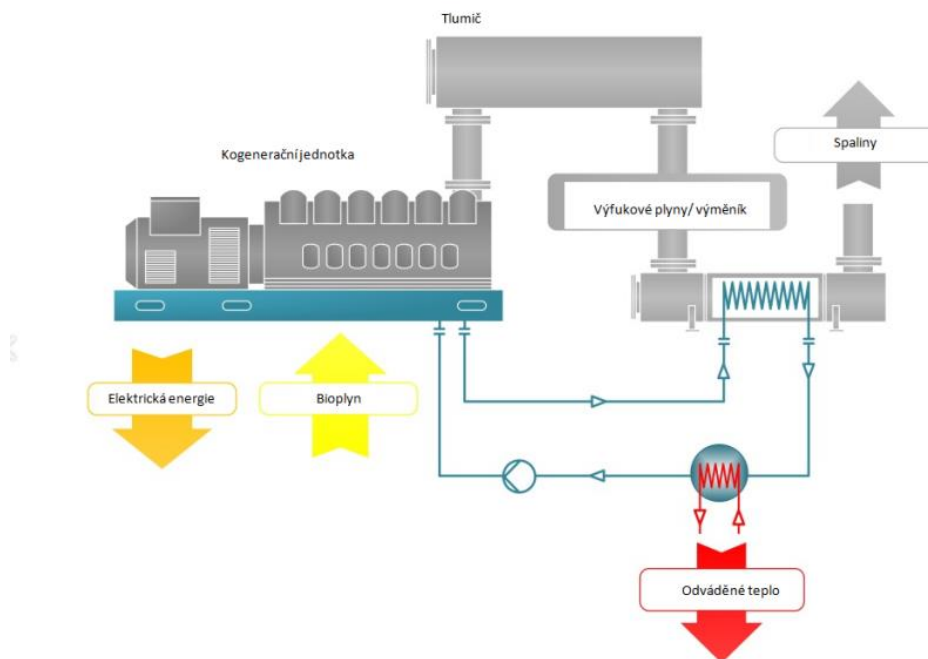
Obrázek 24: Externí zařízení na spalování bioplynu – fléra [29]

### 3.9 Výroba tepla a elektřiny – kogenerace

Plyn, který je ochlazen a vyčištěn je tlačén do kogenerační jednotky, kde je spalován pomocí Ottova cyklu. Kogenerační jednotka se skládá ze spalovacího motoru, který pohání alternátor a vyrábí elektrickou energii. Účinnost přeměněné energie na elektrickou se pohybuje v rozmezí 43-47 %. Při spalování vzniká velké množství odpadního tepla, proto je do prostoru kogenerační jednotky umístěno několik výměníků. Výměníky pracují na dvou teplotních úrovních a z různými médii. První výměník slouží k odebrání tepla z kogenerační jednotky. Toto chlazení je zajištěno pomocí chladicí směsi (ethylenglycolu). Druhý výměník slouží k zajištění dostatečné teploty ethylenglycolu, tj. dohřátí kapaliny na požadované parametry. Tepelná energie je následně využita k otopu fermentačních nádrží. [30,31]



Obrázek 25: Bioplynový vznětový generátor se zápalným paprskem od firmy SCHNELL [25]



Obrázek 26: Schéma kogenerační jednotky [31]

### 3.10 Aktuální legislativní požadavky pro kogenerační jednotku

Bioplynová stanice elektrickou a tepelnou energii ne pouze produkuje prostřednictvím kogenerační jednotky, ale také ji sama využívá (vlastní spotřeba). Získaná tepelná energie je využívána pro vytápění fermentorů, popřípadě okolních budov. Odběr vlastní elektřiny je zajišťován jednotlivými komponenty, které slouží jak k úpravě fermentačních procesů, tak vlastnímu osvětlení.

### 3.11 Energetická náročnost provozu

Vlastní spotřeba se zpravidla udává poměrem k množství vyrobené elektřiny měřené na svorkách generátoru. V běžných provozech bioplynových stanic s kogenerační jednotkou se vlastní spotřeba elektrické energie dá stanovit jako 5-10 % z celkově vyrobené energie [34] a vlastní spotřeba tepelné energie jako 10–30 % vyrobeného tepla, případně i více. [35][36].

### 3.12 Způsob výpočtu účinnosti stanovený legislativou

Způsob výpočtu účinnosti elektrické, tepelné a kombinované výroby energie je uveden ve vyhlášce č.441/2012Sb., vyhláška o stanovení minimální účinnosti užití elektrické energie při výrobě elektřiny a tepelné energie. V příloze č.7 této vyhlášky je stanoven způsob výpočtu účinnosti oddělené a kombinované výroby elektrické a tepelné energie ve spalovacích motorech. [36]

Účinnost výroby elektřiny  $\eta_{kj}^e$  [%] v jednom spalovacím motoru při provozu bez využití tepla se vypočítá jako podíl měrné energie na svorkách generátoru  $E_{kj}$  [MWh] k energii paliva spáleného v této jednotce  $Q_{pal}^{kj}$  [GJ] podle následující rovnice:

$$\eta_{kj}^e [\%] = \frac{3,6 \cdot E_{kj} [MWh]}{Q_{pal}^{kj} [GJ]} \cdot 100 \quad (3.1)$$

Kombinovaná účinnost  $\eta_{kj} [\%]$ , tedy účinnost výroby elektřiny a současně využití odpadního tepla, se počítá jako podíl součtu množství vyrobené elektřiny odečteného na svorkách generátoru  $E_{kj} [MWh]$  a vyrobeného tepla z kogenerační jednotky  $Q_{kj} [GJ]$  k množství energie v palivu spáleném v této jednotce  $Q_{pal}^{kj} [GJ]$  podle vztahu, který je uveden níže:

$$\eta_{kj}^e [\%] = \frac{3,6 \cdot E_{kj} [MWh] + Q_{kj} [GJ]}{Q_{pal}^{kj} [GJ]} \cdot 100 \quad (3.2)$$

Množství elektrické energie  $E_{kj} [MWh]$  je veličina přímo měřená a její hodnota může být měřicí jednotkou vypočtena dle rovnice:

$$E_{kj} [MWh] = \frac{U[V] \cdot I[A] \cdot t[h]}{10^6} \quad (3.3)$$

Pro získání množství dodané energie v palivu  $Q_{pal}^{kj} [GJ]$  které dostaneme pomocí vynásobení objemu paliva  $V [m_n^3]$  s výhřevností daného paliva  $LHV [\frac{GJ}{m_n^3}]$ :

$$Q_{pal}^{kj} [GJ] = V [m_n^3] \cdot LHV [\frac{GJ}{m_n^3}] \quad (3.4)$$

Výše uvedené vztahy jsou popsány vyhláškou 441/2012 Sb.[29]

Minimální účinnost výroby energie:

Stanovení minimální účinnosti výroby energie pro stacionární zdroj kombinované výroby tepla a elektřiny najdeme v příloze č. 21 k vyhlášce 441/2012.



Tabulka 8 : Minimální účinnost výroby energie v kogenerační jednotce se spalovacím motorem a minimální účinnost výroby energie ve výrobě s kogeneračními jednotkami a kotli [36]

Jmenovitý elektrický výkon kogenerační jednotky	Teplota vody na výstupu z kogenerační jednotky	Účinnost výroby energie v kogenerační jednotce			Měrná spotřeba energie v palivu na výrobu elektřiny		
	T	Hkj			Sevpal		
[kW]	[°C]	%			[GJ/MWh]		
		Zemní plyn, nafta	bioplyn	degazační plyn	zemní plyn, nafta	bioplyn	degazační plyn
do 100	do 90	75	74	-	4,8	4,85	-
101- 1100	do 90	80	79	72	4,5	5,0	5,0
nad 1100	do 90	85	84	76	4,2	4,3	4,75
nad 100	91 -100	75	74	67	4,8	4,85	5,35
nad 100	101 -110	69	68	62	5,2	5,3	5,8
nad 100	111 – 120	64	63	57	5,6	5,7	6,3
nad 100	121 -130	59	58	53	6,1	6,2	6,8
nad 100	nad 130	54	53	48	6,65	6,8	7,8

### 3.1.2 Návrh cenového rozhodnutí energetického regulačního úřadu

Pro elektřinu z vysoko-účinné kombinované výroby elektřiny a tepla platí následující zelené bonusy na elektřinu a podmínky [37]:

Roční zelený bonus na elektřinu z KVET se skládá ze dvou sazeb – základní ( $ZB_{zákl.sazba}$ ) a doplňkové ( $ZB_{dopl.}$ )

Základní roční sazba zeleného bonusu na elektřiny z KVET pro výrobu elektřiny s celkovým instalovaným výkonem kogenerační jednotky do 5MWe včetně. Podrobnější informace jsou podány v tabulce 9.

Tabulka 9: Základní roční sazba KVET [37]

	Podporovaný Druh energie	datum uvedení výroby do provozu		Instalovaný Výkon výroby [kW]		Provoz Kogenerační jednotky [h/rok]	Zelené bousy [Kč/ MWh]
		od(včetně)	do (včetně)	od	do(včetně)		
ř./sl.	a	b	c	d	e	j	m
700	Elektřina z KVET s výjimkou z KVET vyrobené ve výrobě elektřiny podporované podle bodů (1) a/nebo (2.1.) cenového rozhodnutí a s výjimkou elektřiny z KVET ve výrobě ve výrobě elektřiny spalující komunální odpad	-	31.12.2018	0	200	3400	1515
701		-	31.12.2018	0	200	4400	1050
702		-	31.12.2018	0	200	8400	215
703		-	31.12.2018	200	1000	3000	1105
704		-	31.12.2018	200	1000	4400	705
705		-	31.12.2018	200	1000	8400	135
706		-	31.12.2018	1000	5000	300	770
707		-	31.12.2018	1000	5000	4400	440
708		-	31.12.2018	1000	5000	8400	45
709	Elektřina z KVET vyrobená ve výrobě elektřiny současně podporovaného podle bodu (1)a/nebo (2.1.) cenového rozhodnutí ve výrobě elektřiny spalujících komunální odpad	-	31.12.2018	0	5000	8400	45

Tabulka 10: Doplnková sazba I k základní sazbě zeleného bonusu z KVET [37]

	Podporovaný druh energie	Datum uvedení výroby do provozu		Instalovaný výkon výroby[kW]		Kategorie biomasy a proces využití	Zelené bonusy [Kč/MWh]
		od (včetně)	do(včetně)	od	do(včetně)		
ř./sl.	a	b	c	d	e	k	m
770	Výroba elektřiny spalující čistou biomasu	01.01.2013	31.12.2013	0	5000	o	100
772	Výroba elektřiny spalující (samostatně plyn ze zplyňování pevné biomasy	01.01.2013	01.01.2013	0	2500	o	455
774	Výroba elektřiny spalující bioplyn v bioplynové stanici	01.01.2013	02.01.2013	0	2500	AF	455
777	Výroba elektřiny spalující důlní plyn	01.01.2013	31.12.2015	0	5000		455
778	Výroba elektřiny spalováním komunálního odpadu nebo společným spalováním komunálního odpadu s různými zdroji energie		31.12.2015	0	5000		155
779	Výroba elektřiny spalující (samostatně zemní plyn)		31.12.2015	0	5000		455

---

Výsledná podpora na elektřinu z KVET se vypočte podle vztahu [37]:

$$C_{zb} = E_{KVET} \cdot (ZB_{zákl.sazba} + ZB_{dopl_I}) \quad (4.5)$$

$C_{zb}$  – celková výše podpory na elektřinu z KVET

$E_{KVET}$  – množství elektřiny z KVET

$ZB_{zákl.sazba}$  – základní sazba zeleného bonusu viz. tabulka 9

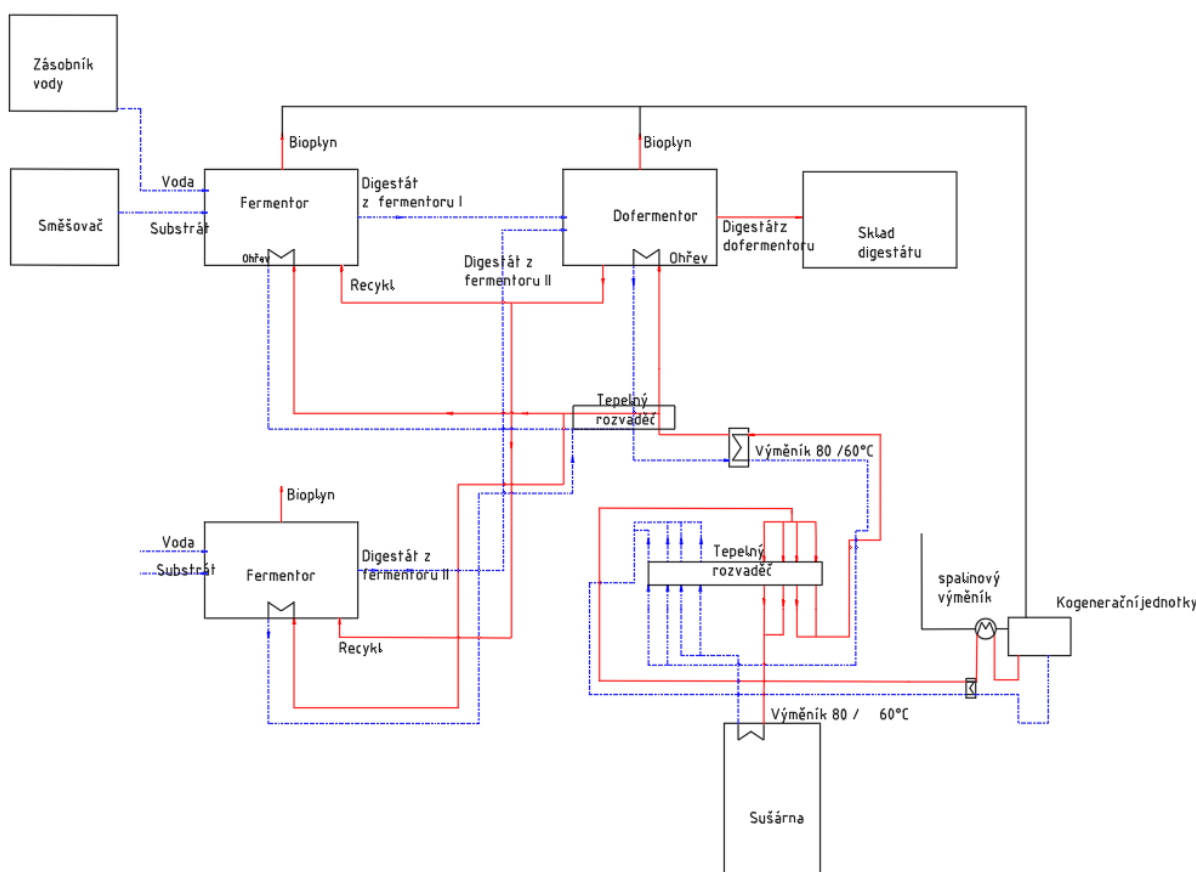
$ZB_{dopl_I}$  – doplňková sazba I k základní sazbě zeleného bonusu viz . tabulka 10.

## 4 Bioplynová stanice Vojtěchov

Diplomová práce má za cíl, podat ucelené informace o aktuálním stavu bioplynové stanice ve Vojtěchově. Pro detailnější analýzu stávajícího projektu je vypracována materiálová a energetická bilance. Na základě těchto bilancí je možno identifikovat slabá místa v systému a posléze se na ně zaměřit. Výsledkem práce jsou návrhy a specifikace pro jednotlivé dílčí závěry.

### 4.1 Základní informace o bioplynové stanici Vojtěchov

Jedná se bioplynovou stanicí s kontinuálním provozem. Konstrukčně je vybavena dvěma fermentory a jedním dofermentorem. Produkovaný bioplyn je spalován ve 4 kogeneračních jednotkách o celkovém výkonu 1 MW elektrický a 928 kWt. Zařízení bylo dostavěno v roce 2011. V rámci rozvoje využití energie mimo vlastní spotřebu byla instalována sušička na dřevo. Sušička na dřevo je připojena na stejný tepelný rozdělovač jako fermentory a dofermentor. Je snaha o to, aby teplo dodané sušárně, bylo co nejvyšší v rámci možnosti využití zeleného bonusu. Základní schéma bioplynové stanice viz. obrázek 27.



Obrázek 27: Schéma BPS Vojtěchov

## 5 Materiálová bilance

Tato kapitola diplomové práce se zabývá materiálovou bilancí bioplynové stanice Vojtěchov.

Vstupními surovinami pro tuto bioplynovou stanici jsou kejda, kukuřičná siláž a travní senáž. V následující tabulce je uvedeno množství materiálu, podíl sušiny a celková výtěžnost bioplynu. Hodnoty uvedené v tabulce byly poskytnuty přímo od firmy Agrikomp s.r.o., projektanta a správce bioplynové stanice Vojtěchov.

Tabulka 11: Základní parametry sušiny

	2012	2013	2014	2015	2016	2017	Průměr [%]
TS [% ČM]	8.22	9.45	9.43	8.94	10.21	10.74	9.50
oTS [%ČM]	6.36	7.39	7.29	9.42	7.69	8.98	7.85
OTS [%TS]	77.38	78.20	77.33	75.34	75.39	78.27	76.99

ČM – čerstvý materiál

TS [%ČM] - Obsah sušiny

oTS [%ČM] - Obsah organické sušiny

OTS[%TS] - Obsah organické části sušiny v sušině

Grafy 1 a 2 znázorňují hodnoty pH, které mají největší četnost okolo hodnoty 7,6. V případě naměření jiných hodnot může být jejich rozdílnost způsobena špatným namícháním vstupního substrátu nebo aktuálním stavem současného vstupního materiálu, u kterého nebylo zachováno stejné složení.

Materiálová bilance vychází ze vstupních surovin, které jsou používány v BPS Vojtěchov.

V tabulce 12 je uvedeno roční množství (t) a základní parametry vstupního materiálu, které byly určeny na základě laboratorních rozborů vypracovaných v laboratořích firmy Agrikomp s.r.o.

Tabulka 12: Množství a typ vstupního materiálu

vstup	kejda	Kukuřičná senáž	travní senáž
Množství [ t/ rok]	4000	10600	5000
Obsah sušiny [%]	6	32	23
Organická část sušiny v sušině [%]	85	90	67,96
m <sup>3</sup> /kg org. sušiny	0,22	0,542	0,52
výtěžnost bioplynu [m <sup>3</sup> /h]	5,38	198,39	48,72

Materiálová bilance slouží ke stanovení hmotnostních průtoků v jednotlivých částech BPS a určení koncentrace sušiny v jednotlivých uzlech. K sestavení bilančního schématu je třeba poukázat na celý proces, ve kterém se vstupy rovnají výstupům a na základě znalostí jednotlivých průtoků koncentrací dopočítat zbylé neznámé parametry. Celý cyklus je rozdělen do několika výpočtových částí. V první části je spočítán vstupní materiál ve směšovači, který putuje do fermentoru.

Bilance vychází z materiálové rovnosti, která definuje, že množství materiálu vstupujícího se musí rovnat množství materiálu vystupujícímu.

$$\sum_{i=1}^n m_{ivstup} = \sum_{i=1}^n m_{ivýstup} \quad (5.1)$$

- $m_{ivstup}$  – součet všech hmotnostních toků, které vstupují do procesu [kg/h]
- $m_{ivýstup}$  – součet všech hmotnostních toků z procesu vystupujících [kg/h]

Pro vyjádření závislosti určité koncentrace v jednotlivých proudech byla použita rovnice pro materiálovou bilanci, v této rovnici je zahrnuta i koncentrace sušiny v jednotlivých proudech.

$$\sum_{i=1}^n m_{ivstup} \cdot x_{ivstup} = \sum_{i=1}^n m_{ivýstup} \cdot x_{ivýstup} \quad (5.2)$$

- $m_{i vstup}$  – hmotnostní tok příslušného proudu [kg/h]
- $m_{i výstup}$  – hmotnostní tok příslušného výstupního proudu
- $x_{i vstup}$  – hmotnostní koncentrace sušiny na vstupu do procesu pro příslušný proud [-]
- $x_{i výstup}$  – hmotnostní koncentrace sušiny na výstupu z procesu pro příslušný proud [-]

## 5.1 Podmínky pro materiálovou bilanci

Do procesu rozkladu organické hmoty ve fermentoru dále vstupuje procesní voda (recykl), která má objem 3600 m<sup>3</sup>/rok. Což odpovídá 408 kg/h o určité koncentraci sušiny, která byla zvolena  $x_{5a} = 0.06$ .

$$\begin{aligned} x_{5a} &= 0.06 \\ m_{5a} &= 408 \text{ kg/h} \end{aligned} \quad (5.3)$$

Koncentrace sušiny v substrátu je stanovena na 12 %.

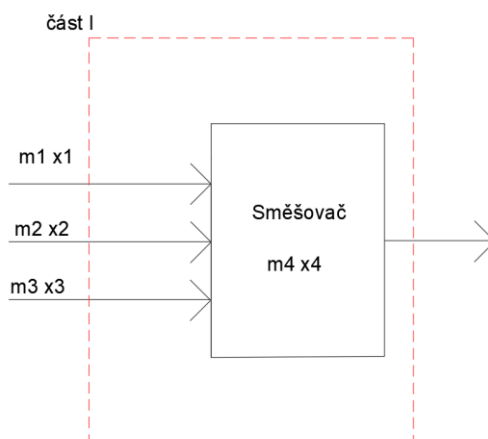
$$x_7 = 0.12 \quad (5.4)$$

Na základě těchto je možné udělat dopočet vstupní vody do procesu.

## 5.2 Směšovač

Do nádrže je vsazen vstupní materiál a pomocí šnekového dopravníku mísen. Dalším krokem procesu je přesun substrátu do fermentoru.

Pro výpočet množství vody k ředění je nejdříve potřeba smíchat vstupní materiál ve směšovači a následně jej dopravit do fermentoru pomocí šnekového dopravníku uvnitř směšovače. Z bilančního schématu (obrázek 28) je možné určit vstupující a vystupující proudy.



Obrázek 28: Bilanční schéma směšovače

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 \quad (5.5)$$

$$m_1 x_1 + m_2 x_2 + m_3 x_3 = m_4 x_4$$

$$x_4 = \frac{(m_1 x_1 + m_2 x_2 + m_3 x_3)}{m_4}$$

$$x_4 = 0.22$$

- $m_1$  – travní senáž [kg/h]
- $x_1$  – obsah sušiny [–]
- $m_2$  – kukuřičná senáž [kg/h]
- $x_2$  – obsah sušiny [–]
- $m_3$  – kejda [kg/h]
- $x_3$  – obsah sušiny [–]



### 5.3 Fermentor

Namíchaná směs putuje do fermentoru, kde se spojuje s recyklem  $m_5$  a vodou  $m_6$ , která má doředit požadované vstupy na koncentraci  $x_7 = 0.12$  organické sušiny.

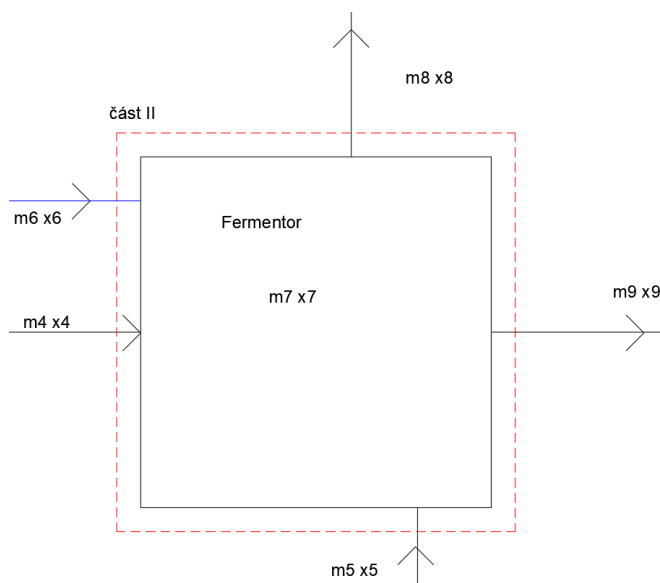
$$m_4 + m_5 + m_6 = m_7 \quad (5.6)$$

$$m_4 x_4 + m_5 x_5 + m_6 x_6 = m_7 x_7$$

$$x_6 = 0$$

Následné vyjádření koncentrace sušiny uvnitř reaktoru:

$$x_7 = \frac{(m_4 x_4 + m_5 x_5 + m_6 x_6)}{m_7} = 0.12$$



Obrázek 29:schéma fermentoru

Původní hodnota koncentrace obsahu sušiny byla pro  $x_7 = 0.19$ , a proto je následně pomocí citlivostní analýzy vypočteno řešení se změnou hodnoty  $m_6$  tak, aby byla dopočítaná hodnota koncentrace obsahu sušiny  $x_7 = 0.12$ . Původní hmotnostní průtok vody byl volen 100 kg/h, a následně byla tato hodnota pomocí citlivostní analýzy vypočítána na:

$$m_6 = 1817.33 \text{ kg/h}$$

Výsledné celkové množství vstupujícího digestátu je:

$$m_7 = 4575.45 \text{ kg/h}$$

- $m_5$  – hmotnostní průtok recyklu [kg/h]
- $m_6$  – množství vody [kg/h]
- $m_7$  – celkové množství digestátu uvnitř fermentoru [kg/h]

---

Pro výstup z fermentoru platí materiálová bilance, která je popsána v rovnici, která uzavírá hmotnostní bilanci jako celek.

$$m_7 = m_8 + m_9 \quad (5.7)$$

- $m_8$  – hmotnostní průtok bioplynu [kg/h]
- $m_9$  – hmotnostní průtok digestátu [kg/h]

Pro zjištění množství odcházejícího bioplynu je potřeba znát hodnoty pro teoretickou výtěžnost bioplynu a skladbu vstupujících materiálů. Výtěžnost určí, jaké je množství vstupního substrátu přeměno na jednoduchou sacharózu, která je následně pomocí metanogenních bakterií přeměněna na bioplyn.

$$m_8 = \left( \sum_{i=1}^n m_i \cdot x_i \cdot v_i \right) \cdot \rho \quad (5.8)$$

- $m_8$  – hmotnostní tok bioplynu [kg/h]
- $x_i$  – hmotnostní koncentrace organické sušiny v materiálu [-]
- $v_i$  – teoretická výtěžnost bioplynu ze vstupního materiálu [ $\text{m}^3/\text{kg}_{\text{org.suš}}$ ]
- $\rho$  – hustota bioplynu [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$$m_7 = 4575.52 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad (5.9)$$

Výpočet hmotnostního digestátu je stanoven z rovnice

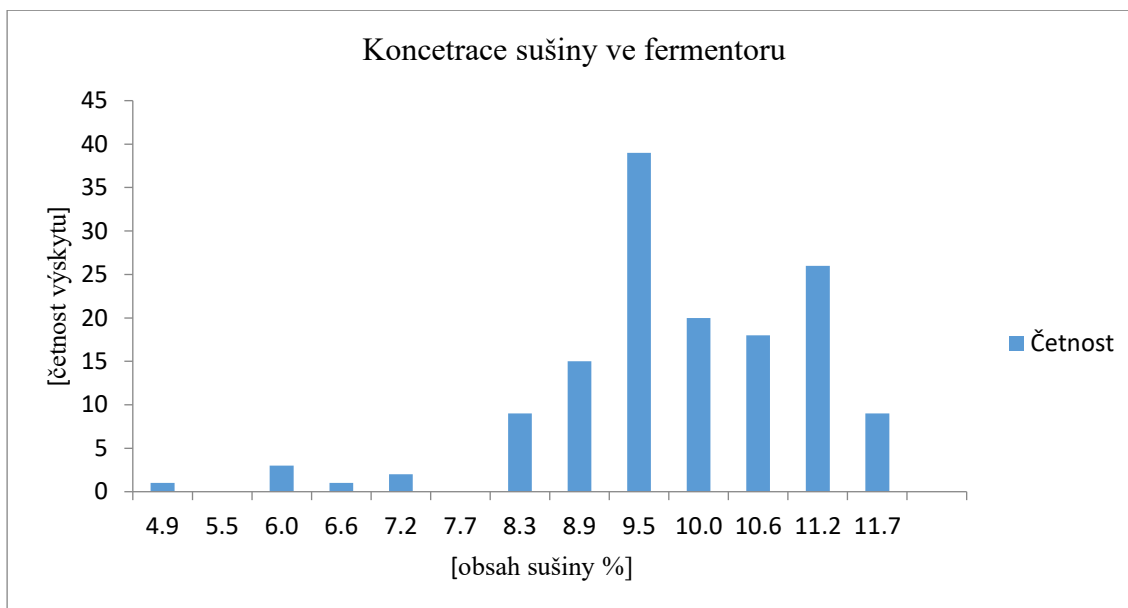
$$m_7 = m_8 + m_9 \quad (5.10)$$

$$m_9 = m_7 - m_8$$

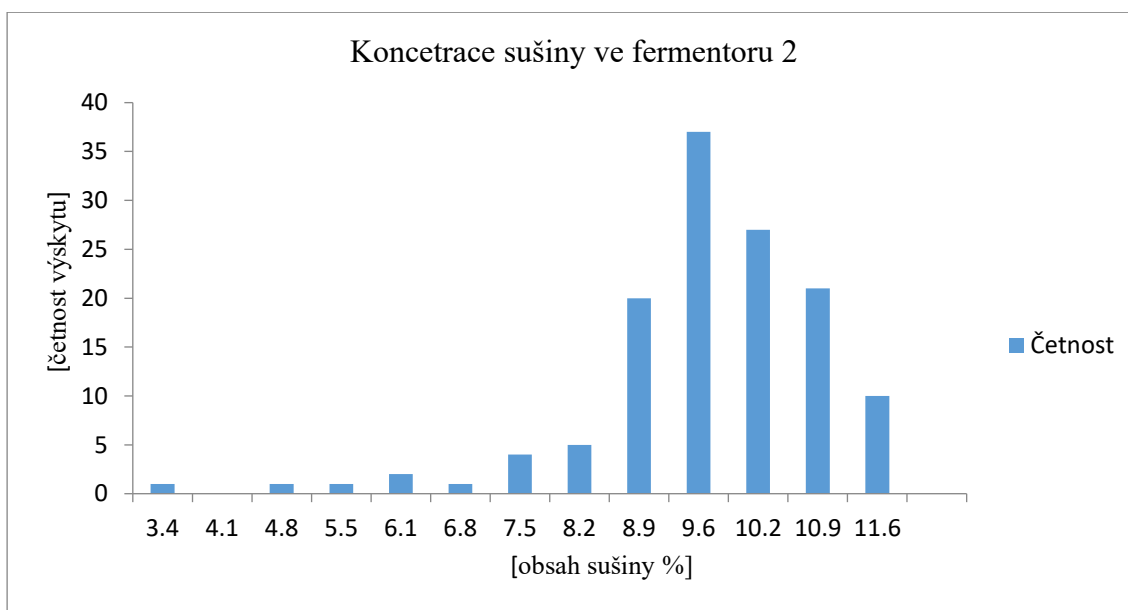
$$m_9 = 4277.93 \text{ kg/h}$$

Koncentrace sušiny ve fermentoru byla zvolena na základě vyhodnocených dat.

Střední hodnota pro jednotlivé fermentory byla v rozsahu od 9.664 do 9.504. Proto při dalších výpočtech byla uvažována koncentrace sušiny 9.5.  $x_9 = 0.095$



Graf 4: Koncentrace sušiny ve fermentoru 1



Graf 5: Koncentrace sušiny ve fermentoru 2

Na grafech 4,5 lze vidět hodnoty pro danou koncentraci sušiny v jednotlivých fermentorech za dobu činnosti bioplynové stanice. Koncentrace sušiny v jednotlivých vzorcích se odebírá ke stanovení jednou za 14 dní údaje pochází z let 2011 až 2017.

## 5.4 Dofermentor:

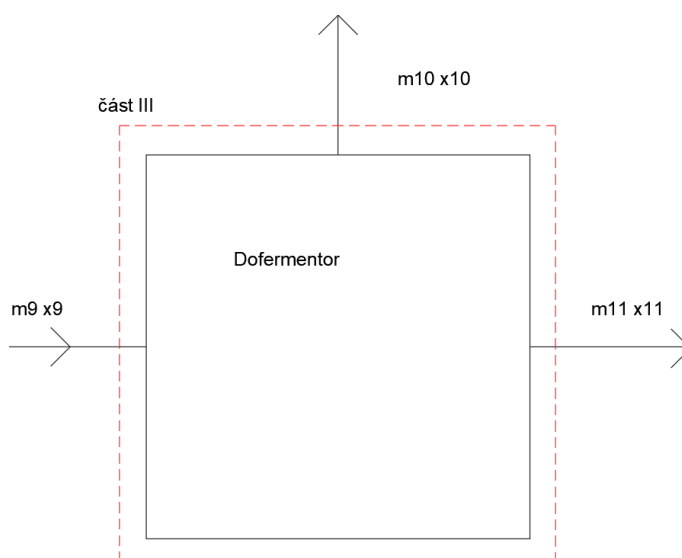
K určení koncentrace sušiny byly použity vstupní parametry:

- množství vzniklého plynu na fermentoru je 60–80 % celkové produkce bioplynu
- výstupní data z BPS, množství plynu, které se vytvoří za 24 hodin
- hodnota koncentrace sušiny by neměla být nižší než 6,5 %

Při splnění těchto kritérií jsme zjistili limitní hodnotu,  $x_9$  při které jsou splněny předpoklady a, b, c.

$$x_9 = 0.065$$

Pro bilanční výpočet dofermentorů platí stejná pravidla jako pro výpočet fermentorů, a proto následující rovnice je ve tvaru:



Obrázek 30: Schéma dofermentorů

$$m_9 = m_{10} + m_{11} \quad (5.11)$$

- $m_9$  – hmotnostní vstup digestátu do dofermentorů [kg/h]
- $m_{10}$  – hmotnostní průtok bioplynu [kg/h]
- $m_{11}$  – hmotnostní průtok digestátu [kg/h]

$$m_{10} = \left( \sum_{i=1}^n m_i \cdot x_i \cdot v_i \right) \cdot \rho \quad (5.12)$$

- $x_i$  – hmotnostní koncentrace organické sušiny v digestátu [–]
- $v_i$  – teoretická výtěžnost bioplynu ze vstupního materiálu [m<sup>3</sup>/kg org. suš.]
- $\rho$  – hustota bioplynu [kg /m<sup>3</sup>]
- $m_i$  – hmotnostní tok digestátu [kg/h]

Dle rovnice (5.12) uvedené v předešlé části, pro výpočet materiálové bilance dofermentoru, lze zpětně dosadit a získat hmotnostní průtok, který odtéká každou hodinu z dofermentoru do recyklu:

$$m_{11} = m_9 - m_{10} \quad (5.13)$$

$$m_{11} = 4087 \frac{kg}{h}$$

Koncentrace sušiny v digestátu by neměla být nižší než 5 %. Množství, které se vrací ve formě recyklovaného zbytku je shodné s hodnotou, která je uvedená pod hodnotou  $m_{5a}$  a platí rovnice:

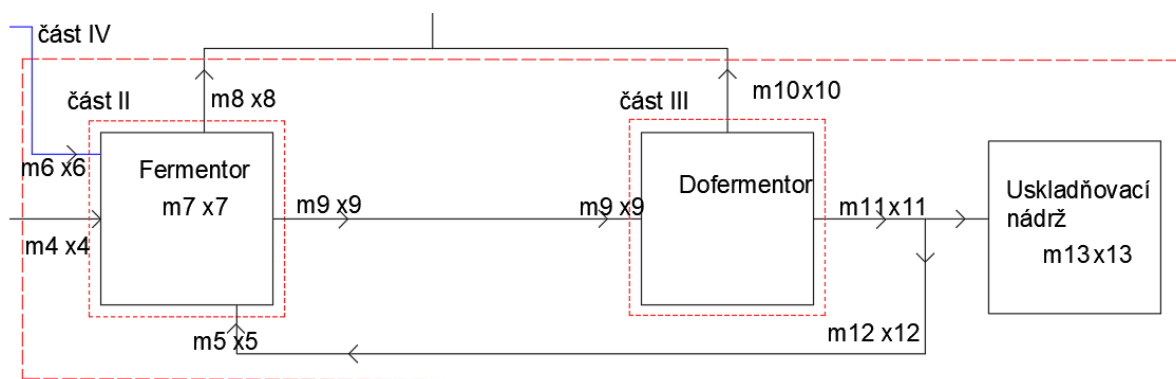
$$m_5 = m_{12} \quad (5.14)$$

$$m_{11} = m_{12} + m_{13} \quad (5.15)$$

$$m_{13} = m_{11} - m_{12}$$

$$m_{13} = 3679 \text{ kg/h}$$

Výpočet celkové bilance musí být rovný nule, a proto musí platit, že všechny vstupy se rovnají výstupům.



Obrázek 31: Schéma pro celkovou materiálovou bilanci

$$\sum_{i=1}^n m_{ivstupy} = \sum_{i=1}^n m_{ivýstupy} \quad (5.16)$$

$$m_1 + m_2 + m_3 + m_6 = m_8 + m_{10} + m_{13}$$

Dosazením do rovnice (5.16) dojde k rovnováze systému.

## 6 Tepelná bilance

Druhá část výpočtu je tepelná bilance, která je zaměřena na výpočet následujících uzlů:

- Bilance výroby energie na kogenerační jednotce
- Výpočet spotřeby tepla pro fermentory a dofermentoru
- Zbývajících potenciál – distribuce tepla pro sušárnu
- Výpočet nových uzlů

### 6.1 Kogenerační jednotka

V kogenerační jednotce je spalován bioplyn o výhřevnosti  $LHV = 18.6 \text{ [MJ/m}^3\text{]}$  viz. tabulka 8. a množství produkovaného bioplynu je možno určit energii bioplynu jako součin výhřevnosti paliva a objemového průtoku plynu:

$$E_{bp} = LHV \cdot V_{BP} = 581 \text{ kW} \quad (6.1)$$

- $V_{BP}$  – objemový průtok plynu dodávaný do kogenerační jednotky [ $\text{m}^3/\text{h}$ ]
- $E_{bp}$  – energie bioplynu [ $\text{kW}$ ]

Elektrická účinnost je 43 % a díky tomu je možné dopočítat získanou elektrickou energii jako součin energie v bioplynu a elektrickou účinnost:

$$E_{el} = \frac{\eta_{el}}{100} \cdot E_{bp} = 249.83 \text{ kWel} \quad (6.2)$$

- $\eta_{el}$  – elektrická účinnost [%]
- $E_{el}$  – získaná elektrická energie [ $\text{kWel}$ ]

Tepelná účinnost kogenerační jednotky je 40 %, výpočet tepelné energie je dán součinem účinnosti a energie v bioplynu:

$$E_{tep} = \frac{\eta_{tep}}{100} \cdot E_{bp} = 232.4 \text{ kWt} \quad (6.3)$$

- $\eta_{tep}$  – Tepelná účinnost [%]
- $E_{tep}$  – získaná tepelná energie [ $\text{kWt}$ ]

Celková účinnost kogenerační jednotky je dána součtem elektrické a tepelné energie podělena energií bioplynu

$$\eta_c = \frac{E_{el} + E_{tep}}{E_{bp}} \cdot 100 = 83\% \quad (6.4)$$

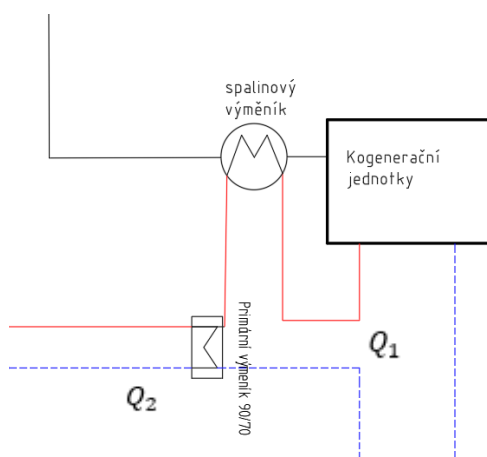
- $\eta_c$  – celková účinnost kogenerační jednotky [%]

Bioplynová stanice je osazena 4 kogeneračními jednotkami, a tudíž je celková elektrická a tepelná energie rovna:

$$E_{Cel} = 999.32 \text{ kWel}$$

$$E_{Ctep} = 928.6 \text{ kWt}$$

- $E_{Ctep}$  – celková tepelná energie [kWt]
- $E_{Cel}$  – celková elektrická energie [kWe]



Obrázek 32: Schématické zapojení primárního okruhu

Toto teplo je předáváno do výměníku, který je napojen na kogenerační jednotku proudem  $Q_1$  v obrázku 32. Výměna tepla probíhá pomocí ethylenglykolu s teplotním spádem  $90^\circ\text{C} / 70^\circ\text{C}$ . Teplo z kogenerační jednotky je dále rozváděno do sekundárního výměníku, který je napojen na rozvaděče viz. obrázek 27, předávající teplo do deskového výměníku, kde proud  $Q_2$  je charakteristický průtokem  $9 \text{ kg/s}$  teplotami  $80^\circ\text{C}$  a  $60^\circ\text{C}$ . Pomocí kalorické rovnice je stanoveno přenesené teplo.

$$Q_1 = m_1 \cdot c_{p_{\text{ethylenglycol}}} \cdot \Delta T \quad (6.5)$$

$$Q_1 = 778 \text{ kWt}$$

- $m_1$  – hmotnostní průtok v primárním okruhu [ $\text{kg/s}$ ]
- $c_{p_{\text{ethylenglycol}}}$  – měrná tepelná kapacita ethylenglykolu [ $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$ ]
- $\Delta T$  – teplotní rozdíl [ $^\circ\text{C}$ ]
- $Q_1$  – teplo přivedené do deskového výměníku [ $\text{kWt}$ ]

Teplo  $Q_1$  se předává do výměníkové sítě, která odebírá teplo z primární části a zároveň je nápomocna při chlazení kogenerační jednotky.

$$Q_1 = Q_2 - Q_{\text{ztrátové}} \quad (6.6)$$

$$m_1 \cdot c_{p_{\text{ethylenglycol}}} \cdot \Delta T = m_2 \cdot c_{p_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot \Delta T_2 - (0,1 \cdot m_2 \cdot c_{p_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot \Delta T_2)$$

$$Q_2 = 752 \text{ kWt}$$

- $m_2$  – hmotnostní průtok vody [ $\text{kg/s}$ ]
- $c_{p_{\text{H}_2\text{O}}}$  – měrná tepelná kapacita vody [ $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$ ]
- $\Delta T_2$  – teplotní rozdíl na sekundárním okruhu

- $Q_{2zrátové}$  – tepelné ztráty 10 %
- $Q_2$  – teplo vs sekundárním okruhu [kWt]

Teplo předané do sekundární části je následně pomocí dalšího výměníku a sítě rozvaděčů přiváděno pro ohřev jednotlivých reaktorů.

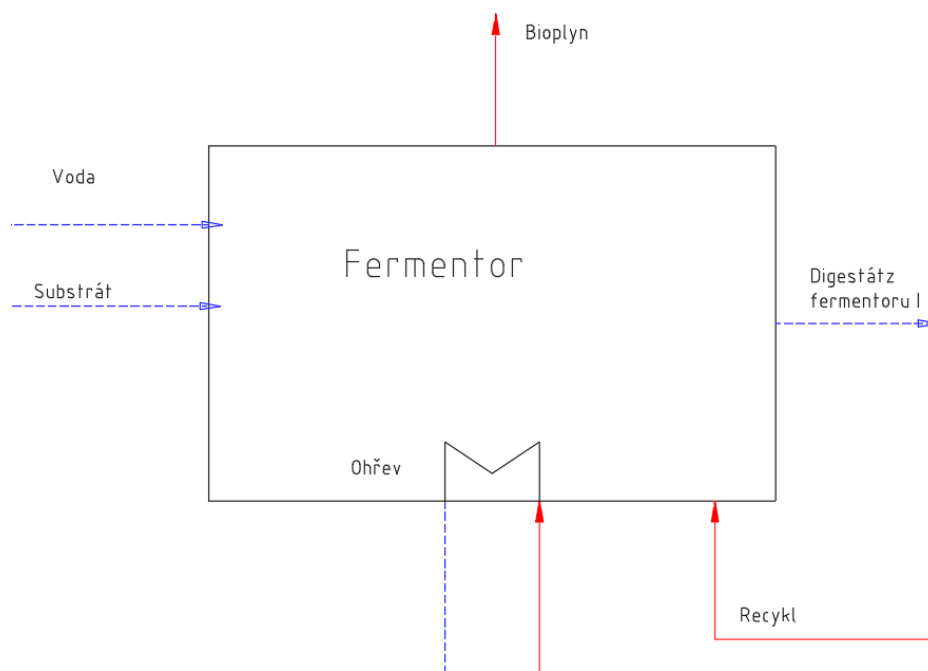
## 6.2 Teplo pro vyhřev fermentoru

Fermentor je vyhříván na teplotu 43 °C, proto je tedy nutné ohřát vodu a vstupní substrát. Teplo, které je dodáno pro fermentory musí být větší než teplo předané do dofermentoru a to z toho důvodu, že přichází materiál, který vstupuje do fermentoru, má aktuální teplotu prostředí, a proto je nutné, aby byly fermentory více vyhřívány.

Následující výpočet pro teplo potřebné k vytápění fermentoru a dofermentoru.

$$\sum Q_{vstupujících} = \sum Q_{vystupujících}$$

- $Q_{vstupujících}$  – tepelný obsah – všechny proudy vstupující do procesu [kW]
- $Q_{vystupujících}$  – tepelný obsah – všechny proudy, které vystupují z procesu [kW]



Obrázek 33: Tepelné bilanční schéma fermentoru

Pro aktuální vstupní průtoky platí:

$$\sum Q_{vstupujících} = \sum Q_{vystupujících} \quad (6.7)$$



$$\begin{aligned}
& m_2 t \cdot cp_{\text{substrátu}} \cdot \Delta T_{\text{subtrátu}} + m_3 t \cdot cp_{\text{vody}} \cdot \Delta T_{\text{H20-ředící}} + m_4 t \cdot cp_{\text{recykl}} \\
& \quad \cdot \Delta T_{\text{recyklu}} \\
& = m_s \cdot cp_{\text{H20}} \cdot \Delta T_s + m_6 t \cdot cp_{\text{bioplyn}} \cdot \Delta T_{\text{bioplyn}} + m_7 t \cdot cp_{\text{digestát}} \\
& \quad \cdot \Delta T_{\text{digestát}} + Q_{\text{ztrátové}}
\end{aligned}$$

- $m_2 t$  – průtok substrátu z míšiče do fermentoru [kg/s]
- $m_3 t$  – přivádějící voda [kg/s]
- $m_4 t$  – recykl [kg/s]
- $m_s$  – hmotnostní průtok v hadu [kg/s]
- $m_6 t$  – hmotnostní průtok odcházejícího plynu [kg/s]
- $m_7 t$  – hmotnostní průtok odcházejícího digestátu [kg/s]
- $cp_{\text{substrátu}}$  – měrná tepelná kapacita substrátu [kJ/kg · K]
- $cp_{\text{vody}}$  – měrná tepelná kapacita vody [kJ/kg · K]
- $cp_{\text{bioplyn}}$  – měrná tepelná kapacita bioplynu [kJ/kg · K]
- $cp_{\text{digestát}}$  – měrná tepelná kapacita digestátu [kJ/kg · K]
- $\Delta T_{\text{subtrátu}}$  – teplotní rozdíl vstupujícího a vystupujícího substrátu [°C]
- $\Delta T_{\text{H20-ředící}}$  – teplotní rozdíl vstupující a vystupující vody [°C]
- $\Delta T_{\text{recyklu}}$  – teplotní rozdíl vstupního a vstupního recyklu [°C]
- $\Delta T_{\text{digestát}}$  – teplotní rozdíl odcházejícího digestátu [°C]
- $\Delta T_s$  – teplotní rozdíl v hadu fermentoru [°C]
- $Q_{\text{ztrátové}}$  – suma ztrát [kWt] [5]

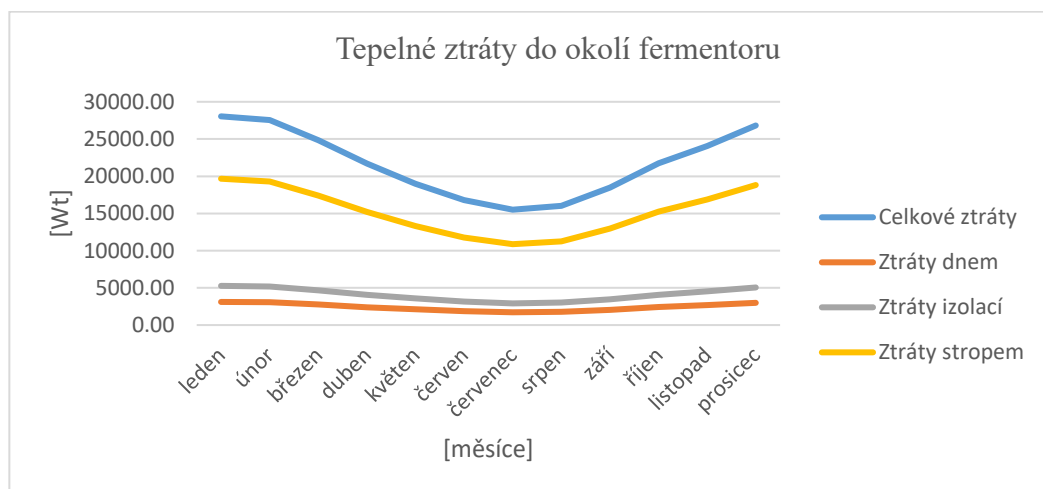
$$Q_{\text{ztrátové}} = \sum_{i=1}^n A_i \cdot k_i \cdot \Delta T_{\text{okolí}} \quad (6.8)$$

- $\Delta T_{\text{okolí}}$  – teplotním ztráty s okolím
- $A_i$  – plocha jednotlových částí ( strop, stěny, dna) [m<sup>2</sup>]
- $k_i$  – koeficient prostupu tepla [W/m<sup>2</sup> · K]

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \frac{d_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha}} \text{ [W/m}^2 \cdot \text{K]} \quad (6.9)$$

- $\alpha$  – koeficient přestuku tepla [W/m<sup>2</sup> · K]
- $\lambda_i$  – tepelná vodivost [W/m · K]
- $d_i$  – tloušťka stěny [m]

Ztráty byly dopočítány pro jednotlivé části fermentoru, pro různé měsíce. Na grafu 6 je vidět závislost tepelných ztrát během jednotlivých měsíců v roce



Graf 6: Tepelné ztráty ve fermentorech

Největší ztráty tepla jsou přes strop, a to z toho důvodu, že tato část reaktoru není izolovaná. Na základě informací od firmy Agrikomp s.r.o. bylo stanoveno několik omezujících podmínek, které slouží k tomu, aby byl pomocí modelu vypočítán průtok a teplota pro hodnotu  $m_s$ , tak aby byl fermentor dostatečně vyhříván.

Seznam omezujících podmínek:

- Průtoková rychlost  $m_s$  leží v rozmezí od 2,1 až 4,1 kg/s
- Teplota na výstupu je 61 °C – odečtena z měřáku teplot.
- Teplota na výstupu z hadu musí dosahovat minimální teploty 43 °C.

Následující tabulka 13 zobrazuje průtoky, teploty tak, aby bilance soustavy byla rovna pro všechny měsíce:

Tabulka 13 : průtoky a rozdíly teplot pro bilanci

měsíce	$m_s$ [kg/s]	$\Delta T_s$ [°C]
leden	3.0	16.5
únor	3.0	16.4
březen	2.8	15.8
duben	2.7	15.0
květen	2.6	14.2
červen	2.5	13.7
červenec	2.4	13.3
srpen	2.4	13.5
září	2.5	14.1
říjen	2.7	15.0
listopad	2.8	15.6
prosinec	2.9	16.3

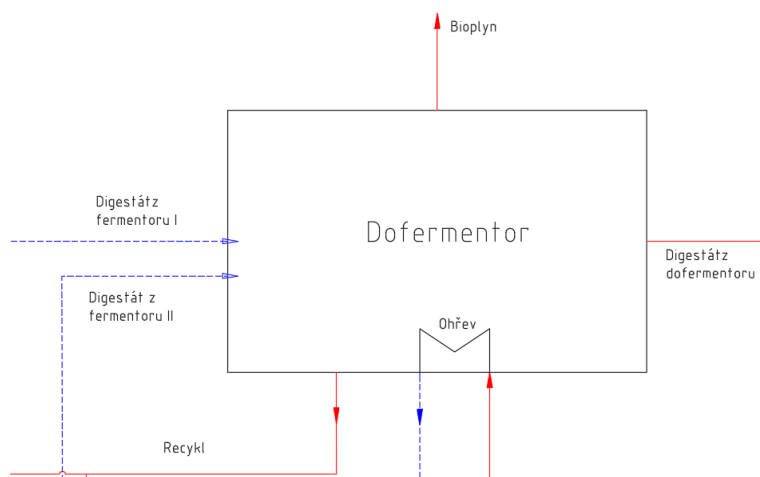
Hodnoty v tabulce 13 byly dopočítány pomocí gradientní metody [27] tak, aby platilo, že hodnoty vstupujících proudů jsou rovny vystupujícím proudům z fermentoru. A tím byla splněna bilance.

$$\sum Q_{vstupujících} = \sum Q_{vystupujících} \quad (6.7)$$

### 6.3 Výpočet tepelné bilance dofermentoru

$$\sum Q_{vstupujících} = \sum Q_{vystupujících} \quad (6.8)$$

Pro následující výpočet je potřebné zahrnout tepelnou ztrátu proudícího digestátu, která byla zvolena jako 15 % z celkového tepla, protože digestát je přepouštěn neizolovaným potrubím.



Obrázek 34: Tepelné bilanční schéma dofermentoru

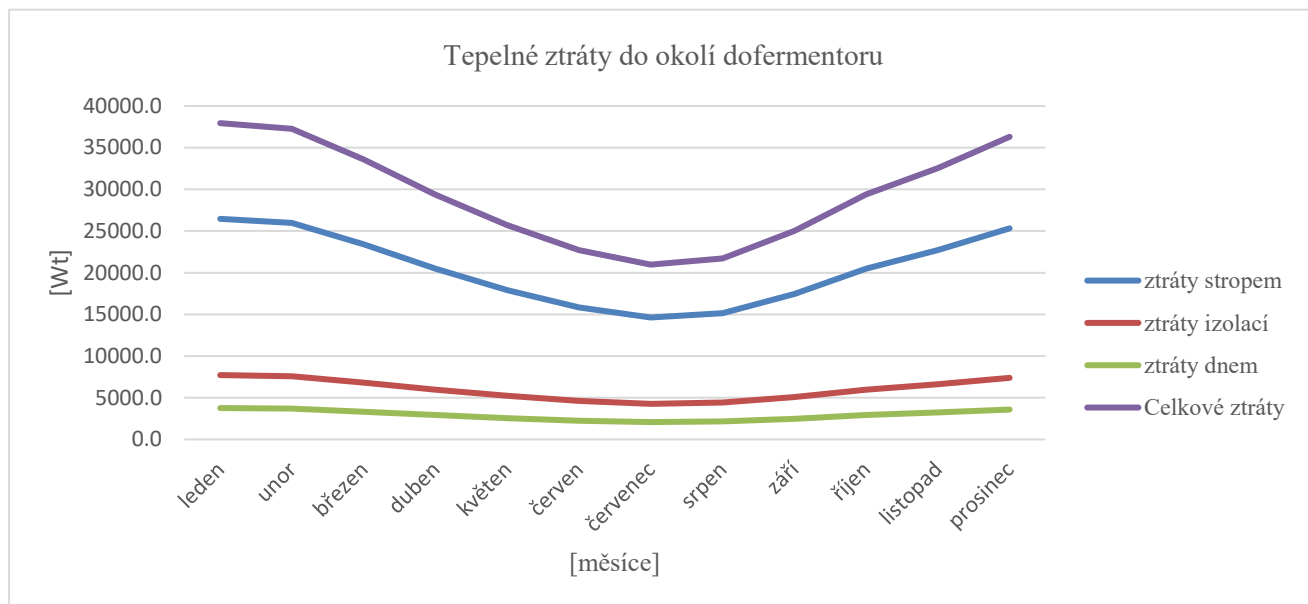
$$m_2 t \cdot cp_{digestátu} \cdot \Delta T_{digestátu} - 0.15 \cdot (m_2 t \cdot cp_{digestátu} \cdot \Delta T_{digestátu}) + m_{s2} \cdot cp_{H2O} \cdot \Delta T_{s2} \quad (6.10)$$

$$= m_{10} t \cdot cp_{bioplyn} \cdot \Delta T_{bioplyn} + m_4 t \cdot cp_{recykl} \cdot \Delta T_{recyklu} + m_{11} t \cdot cp_{digestát na výstupu} \cdot \Delta T_{digestátu} + Q_{ztrátové2}$$

- $m_2 t$  – hmotnostní průtok digestátu vstupující do dofermentoru [kg/s]
- $m_{s2}$  – hmotnostní průtok vody v hadu dofermentoru [kg/s]
- $m_8 t$  – hmotnostní průtok digestátu vstupující do dofermentoru [kg/s]
- $m_{10} t$  – hmotnostní tok bioplynu [kg/s]
- $\Delta T_{s2}$  – teplotní rozdíl v hadu dofermentoru [°C]
- $Q_{ztrátové2}$  – suma ztrát [kWt]
- $cp_{digestát na výstupu}$  – měrná tepelá kapacita vystupujícího digestátu [kJ/kg · K]

$$Q_{ztrátové2} = \sum_{i=1}^n A_i \cdot k_i \cdot \Delta T_{okolí} \quad (6.11)$$

Na základě rovnice (6.11) byl sestaven graf 7 pro tepelné ztráty v jednotlivých měsících.



Graf 7: tepelné ztráty do okolí dofermentor

Pro výpočet  $m_{s2}$  a teplotního rozdílu byly zvoleny následující omezující podmínky:

- Průtoková rychlost  $m_{s2}$  leží v rozmezí od 2,1 až 4,1 kg/s
- Teplota na výstupu je 61 °C – odečtena z měřáku teplot
- Teplota na výstupu z hadu musí být dosahovat minimálně teploty 43 °C.

V následující tabulce jsou uvedeny průtoky a teplotní rozdíly na základě uvedených omezujících parametrů:

Tabulka 14: průtoky a rozdíly teplot pro bilanci

měsíce	$m_s$ [kg/s]	$\Delta T_s$ [°C]
leden	2.5	4.9
únor	2.5	4.9
březen	2.4	4.7
duben	2.3	4.5
květen	2.6	3.8
červen	2.5	3.5
červenec	2.5	3.3
srpen	2.5	3.3
září	2.6	3.5
říjen	2.5	4.1
listopad	2.6	4.3
prosinec	2.6	4.6

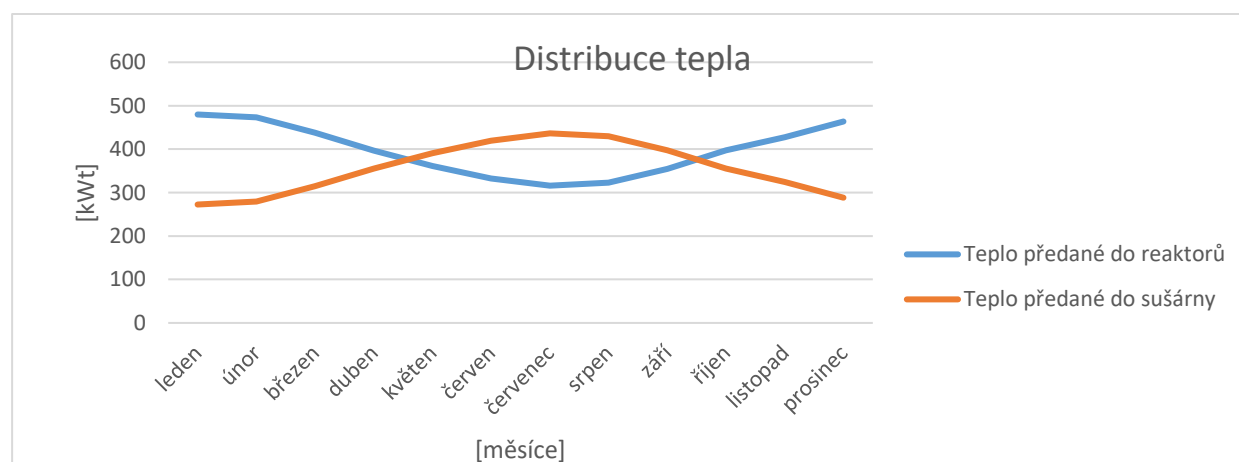
Při srovnání tabulek č.13 a č.14, je patrný velký rozdíl v teplotním spádu. Tento teplotní spád je silně ovlivněn vstupním materiálem, který je při vstupu do dofermentoru už ohřátý na požadovanou teplotu, proto jsou hodnoty průtoků a teplotního rozdílu závislé na tepelných ztrátách do okolí.

## 6.4 Distribuce tepla

Teplo přivedené do reaktoru se mění v závislosti na teplotě v jednotlivých měsících a s ní související i průtoková rychlost na sekundárním výměníku. Teplo musí být vždy dodáno do reaktoru, aby nedošlo k výpadku produkce bioplynu a následně ke kolapsu systému. V tabulce č.15 je uvedeno množství tepla, které je potřebné na ohřev reaktoru a množství tepla, které zbývá na provoz sušícího zařízení. Jak je možné vidět z grafu 8, tak v zimních měsících je spotřeba tepla v reaktorech lehce pod 70 %, a v letních měsících se předané teplo pro spotřebu reaktorů blíží 40 % z celkové produkce tepla, které je dostupné z výměníku.

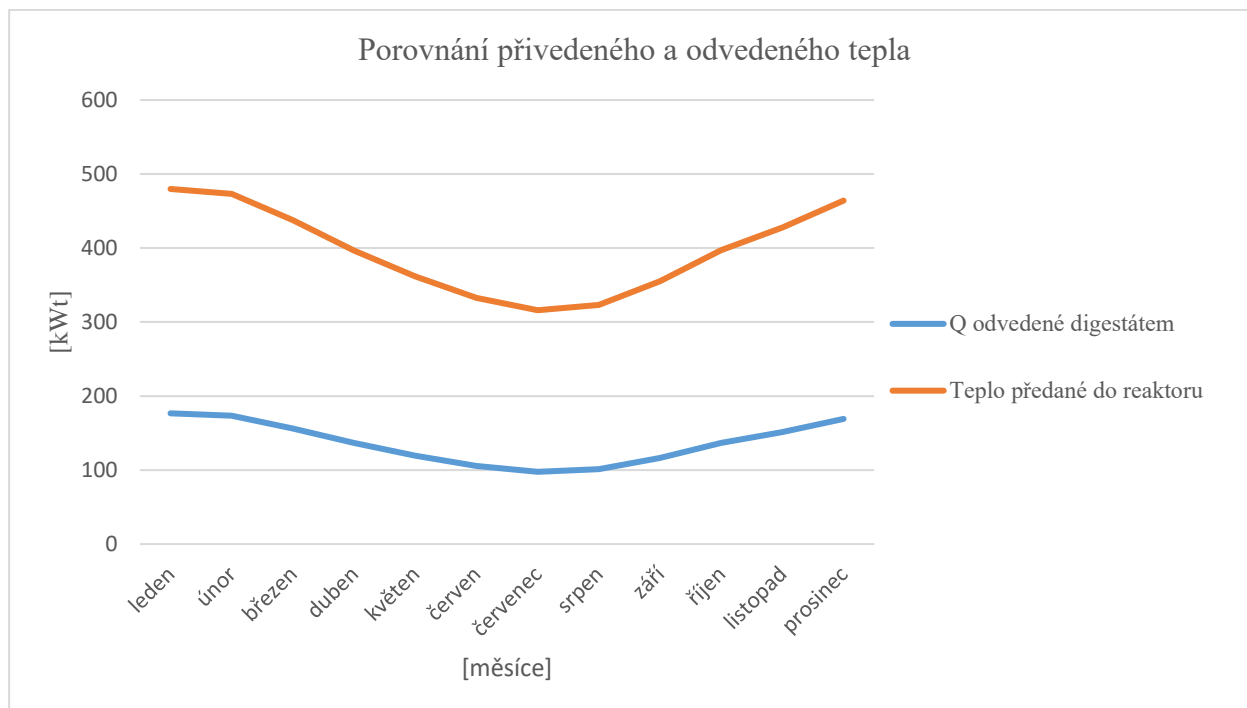
Tabulka 15: Distribuce tepla

měsíce	Dostupné ve výměníku [kWt]	Spotřeba v reaktorech [kWt]	Lze využít v sušárně [kWt]
leden	752	480	273
únor	752	473	279
březen	752	438	315
duben	752	397	356
květen	752	362	391
červen	752	333	420
červenec	752	316	436
srpen	752	323	429
září	752	355	397
říjen	752	397	355
listopad	752	428	325
prosinec	752	464	288



Graf 8 Distribuce tepla

Po ukončení fermentace je následně digestát vypouštěn do odpadní jímky a vzniká velké množství nízko-potenciálního tepla, které není nijak využito. Graf 9 porovnává hodnoty tepla přivedeného na otop reaktoru a tepla, které je následně odvedeno spolu s digestátem do odpadní jímky a je následně disipováno do okolí. Během zimních měsíců tvoří odvod tepla digestátem asi 40 % z tepla pro reaktory a v letních měsících dosahuje hodnot cca 30 % z tepla přivedeného pro reaktory.



Graf 9: Porovnání přivedeného a odvedeného tepla

## 6.5 Návrh na využití nízko potenciálního tepla

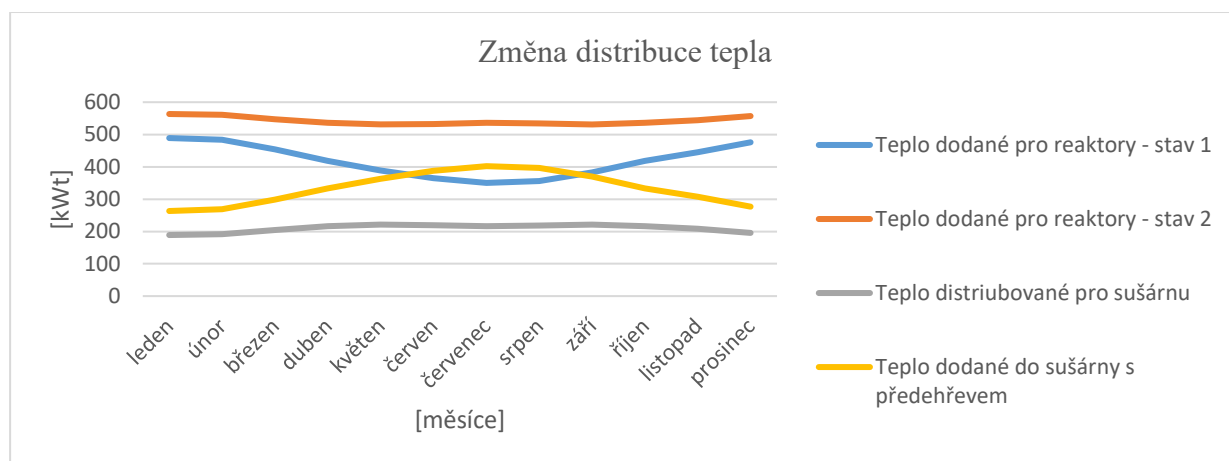
Návrh na využití nízko potencionálního je proveden pro sušárnu, do které je přiváděno teplo z kogenerační jednotky viz. graf 8, s teplotním spádem 80 °C / 60 °C. Cílem je analýza nahrazení části tohoto tepla, teplem nízko potenciálním.

Při zohlednění výkonů v jednotlivých měsících roku a předehřátí vstupního vzduchu o teplotu  $+\Delta T$  °C oproti vstupní teplotě, dojde ke snížení potřeby tepla, které je přivedeno do sušárny od kogenerační jednotky. Pro tyto účely je možné navrhnout výměník digestát-vzduch, který čerpá energii z digestátu a předehřívá vstupní teplotu o  $+\Delta T$  °C. Toto teplo však není možné přivádět stále, protože v letních měsících nemá výstupní digestát dostatečnou energii na to, aby předehřál okolní vzduch o stanovenou konstantu. Z tabulky 16 je možné vidět, že minimální teplotní rozdíly jsou v letních měsících. Díky předehřevu lze snížit výkon, který je potřeba pro dosažení stejného množství tepla v sušárně jako v grafu č.8 a zároveň zvýšit teplo, které je potřebné dodat do reaktoru a tím zajistit stabilnější chod při různých teplotních výkyvech.

Tabulka 16: Teplotní rozdíly

	Teplota digestátu	Teplota okolí	Teplotní rozdíl
Leden	43	-3.1	46.1
Únor	43	-2.2	45.3
Březen	43	2.2	40.8
Duben	43	7.3	35.7
Květen	43	11.8	31.2
Červen	43	15.4	27.6
Červenec	43	17.5	25.5
Srpen	43	16.6	26.4
Září	43	12.6	30.4
Říjen	43	7.3	35.7
Listopad	43	3.5	39.5
	43	-1.1	44.1

Teplota okolí je počítaná jako průměr denních i nočních teplot v daném měsíci. [43].



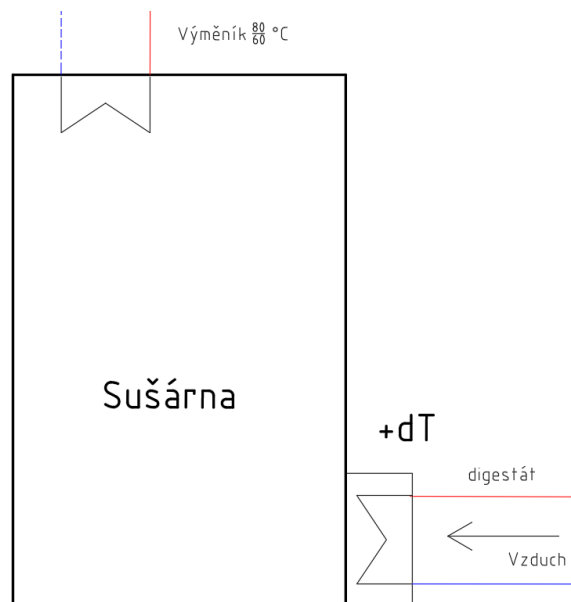
Graf 10: Změna distribuce tepla

Pokud je potřebné vyhřívat reaktory, je možné změnit distribuci dodávaného tepla pomocí hmotnostních průtoků, kdy vše se odvíjí od jednotlivých priorit, kdy priority 2,3 se mohou měnit podle situace:

1. Ohřev reaktorů tak aby byl zajištěn chod bioplynové stanice
2. Využit sušení v maximální možné míře
3. Navýšení ohřevu reaktorů, na úkor snížení sušení.

Při extrémních stavech (velmi nízké teploty) je možné zvýšit výkon tepla pro reaktory – viz graf 10- křivka Teplu dodané pro reaktory 2. V případě sušárny bez předehřevu by nebylo možné zajistit chod, na který je dimenzována.

Toto řešení bylo vypracováno pouze bilančně za pomoci AU (6.12) analýzy a na základě parametrů, které nelze měnit (teplota uvnitř sušárny, vstupní teplota). Pokud by byl nově navržený předehřívač vzduchu využíván pouze 3 měsíce v roce tak, aby bylo navýšeno množství tepla přivedeného do sušárny. Výsledkem toho by byla možná re-distribuce tepelného výkonu předaného do systému podle priorit.



Obrázek 35: Schéma předehřevu

### 6.5.1 Přiblížení AU analýzy

Tato metoda dopočítává součin plochy a přestupy tepla jako konstantu. Na základě vstupních teplot dopočítáme střední logaritmický spád a výkon výměníku pro předehřev:

$$AU_I = \frac{Q_I}{\Delta T_{LM}} [W/^\circ C] \quad (6.12)$$

- $AU$  – [kW/°C]
- $\Delta T_{LM}$  – střední logaritmický spád předehřívajícího výměníku [°C]
- $Q_I$  – výkon výměníku [kW]

Teplo předané digestátem musí být rovno teplu předaného vzduchem

$$Q_I = m_{digestátu} \cdot cp_{digestát} \cdot (Th_i - Th_o) \quad (6.13)$$

- $m_{digestátu}$  – hmotnostní průtok digestátu [kg/s]

$$Q_I = m_{vzduchu} \cdot cp_{vzduchu} \cdot (TC_2 - TC_1) \quad (6.14)$$

- $m_{vzduchu}$  – hmotnostní průtok vzduchu [kg/s]
- $cp_{vzduchu}$  – měrná tepelná kapacita vzduchu [kJ/kg · K]



V dalším kroku je potřebné přepočítat střední logaritmický spád:

$$\Delta T_{LMI} = \frac{(Th_i - TC_2) - (Th_o - TC_1)}{\ln\left(\frac{Th_i - TC_2}{Th_o - TC_1}\right)} \quad (6.15)$$

- $Th_o$  – teplota od přivádějícího digestátu [°C]
- $TC_2$  – teplota přehřátého vzduchu [°C]
- $Th_i$  – teplota ochlazeného digestátu [°C]
- $TC_1$  – teplota okolí [°C]

Při zvýšení teploty na vstupu  $TC_2$  o  $\Delta T$  °C je nutné vzít v úvahu novou výstupní teplotu, která bude vycházet ze sušárny  $TW_{out}$ ,  $TC_3$  zůstává konstantní, aby při sušení nedocházelo k popraskání dřeva nebo k jeho stažení [42].

$$Q_{II} = m_{vzduchu} \cdot cp_{vzduchu} \cdot (TC_3 - TC_1) \quad (6.16)$$

- $TC_3$  – teplota uvnitř sušárny [°C]

$$Q_{II} = m_{H_2O} \cdot cp_{H_2O} \cdot \Delta T_w \quad (6.17)$$

- $m_{air}$  – hmotnostní průtok vzduchu do sušárny [kg/s]
- $cp_{air}$  – měrná teplotní kapacita vzduchu [kJ/kg · K]

$$Q_{II} = (UA)_2 \cdot F \cdot T_{LMII} \quad (6.18)$$

- $(UA)_2$  – plocha výměníku [kW/C]
- $F$  – korekční faktor
- $T_{LMII}$  – střední logaritmický spád pro výměník v sušárně [°C]

$$T_{LMII} = \frac{(Tw_i - TC_3) - (Tw_o - TC_2)}{\ln\left(\frac{Tw_i - TC_3}{Tw_o - TC_2}\right)} \quad (6.19)$$

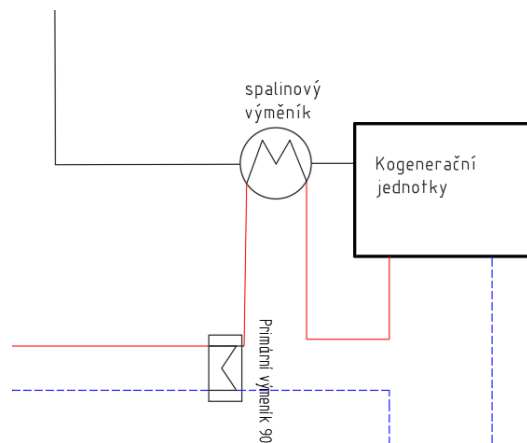
- $Tw_i$  – teplota na vstupu do výměníku [°C]
- $Tw_o$  – teplota na výstupu z výměníku [°C]

Nový výkon je následně dopočítán jako součet  $Q_I$  a  $Q_{II}$  a pro zjištění, zda dojde k navýšení nebo snížení vracející se teploty  $TW_{out}$  slouží rovnice 6.14.  $TW_{out}$  se následně mění pomocí iterací pro jednotlivé měsíce. V příloze 2 je přiložené řešení pro měsíc leden v programu Maple.

Z nákladového hlediska není tento přístup ideální, protože k využití nízko potenciálního tepla digestátu, by bylo potřebné tento digestát přečerpávat a vzhledem k požadovanému hmotnostnímu průtoku a délce potrubí pro dopravované médium by musela být BPS osazena dalším čerpadlem, které by odebíralo energii. To by znamenalo, že celková produkce dodávané energie do přenosové soustavy by poklesla a stejně tak i zisky z prodané energie do soustavy.

## 6.6 Návrh výměníku na využití spalin

Spalinový výměník je aktuálně zapojen do primárního okruhu, kde pomáhá ohřívat ethylenglycol, na teplotu 90°C. Toto zapojení následně předává do výměníkové sítě 778 kWt. Takové zapojení odpovídá přibližně 83,7 % využití tepla z kogenerační jednotky.



Obrázek 36: Aktuální zapojení výměníku kogenerační jednotky

Nový návrh spalinového výměníku vychází z požadavku firmy Agrikomp s.r.o, na napojení spalinového výměníku na ORC cyklus. Toto řešení není možné z hlediska stávající legislativy v souladu s možností využití podmínek pro KVET. Aktuální návrh staví na možnosti zvýšení předaného tepla do systému a tím i navýšení podpory pro dotace.

Z materiálové bilance vyplývá, že množství vznikajícího bioplynu je 109.2 m<sup>3</sup>/h o výhřevnosti 18.6 kJ/m<sup>3</sup>

Spalování bioplynu je popsáno stechiometrickou rovnicí:



Spalovací bilance pro celkové množství paliva (bioplynu) je dopočítána na základě vstupního průtoku paliva s přebytkem a spotřeby vzduchu pro jednotlivé složky. V rámci výpočtu byl volen koeficient přebytku vzduchu 1,2.

$$V_{S_n} = 817.33 \text{ m}_n^3/\text{h}$$

- $V_{S_n}$  – objemový průtok spalin [m<sup>3</sup>/h]

Pro výpočet výměníku tepla je třeba znát entalpie spalin pro jednotlivé teploty (460 °C – teplota, která byla podkladem pro ORC, 160 °C teplota potřebná dopal odpadních látek).

$$h_{460^\circ C} = 685.9 \text{ kJ / m}_n^3$$

$$h_{160^\circ C} = 202.66 \text{ kJ / m}_n^3$$

- $h_{460^\circ C}$  – entalpie spalin pro 460°C [kJ / m<sup>3</sup>]
- $h_{160^\circ C}$  – entalpie spalin pro 160°C [kJ / m<sup>3</sup>]

Výkon předaný ve spalinách můžeme následně dopočítat jako rozdíl entalpie vynásobený hmotnostním průtokem spalin.

$$Q_{sp} = \frac{V_s}{3600} \cdot (h_{460^\circ C} - h_{160^\circ C}) = 109.7 \text{ kWt} \quad (6.21)$$

- $Q_{sp}$  – výkon splain [kWt]

Kvůli zachování stabilních podmínek a konstantní hnací síly je potřeba volit teploty na vstupu  $60^\circ C$  a výstupu  $80^\circ C$ .

Entalpie vody pro tyto parametry je:

$$h_{60^\circ C} = 251.18 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{80^\circ C} = 335.015 \text{ kJ/kg}$$

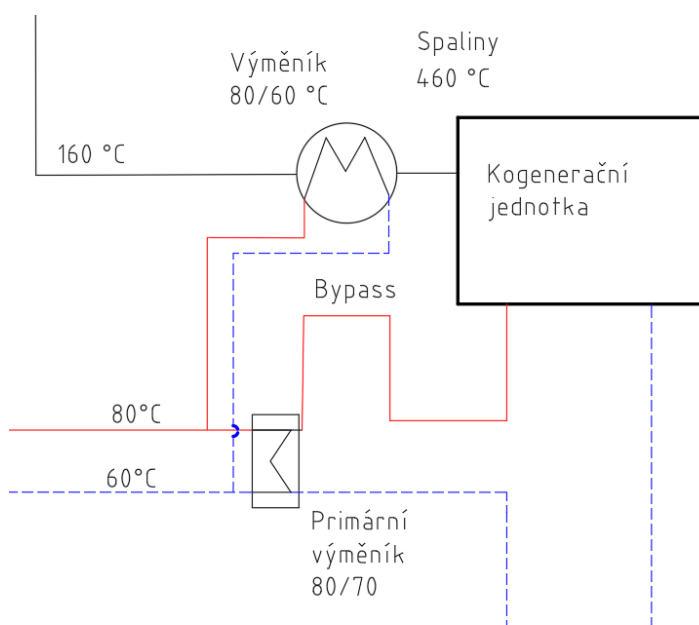
- $h_{60^\circ C}$  – entalpie vody pro  $60^\circ C$  [kJ/kg]
- $h_{80^\circ C}$  – entalpie vody pro  $80^\circ C$  [kJ/kg]

Pomocí citlivostní analýzy byla dopočítána hodnota hmotnostního průtoku tak, aby vycházela bilance vstupů  $Q_{SP}$  a výstupů  $Q_{výměník}$  v rovnováze.

$$Q_{sp} = Q_{výměník} \quad (6.22)$$

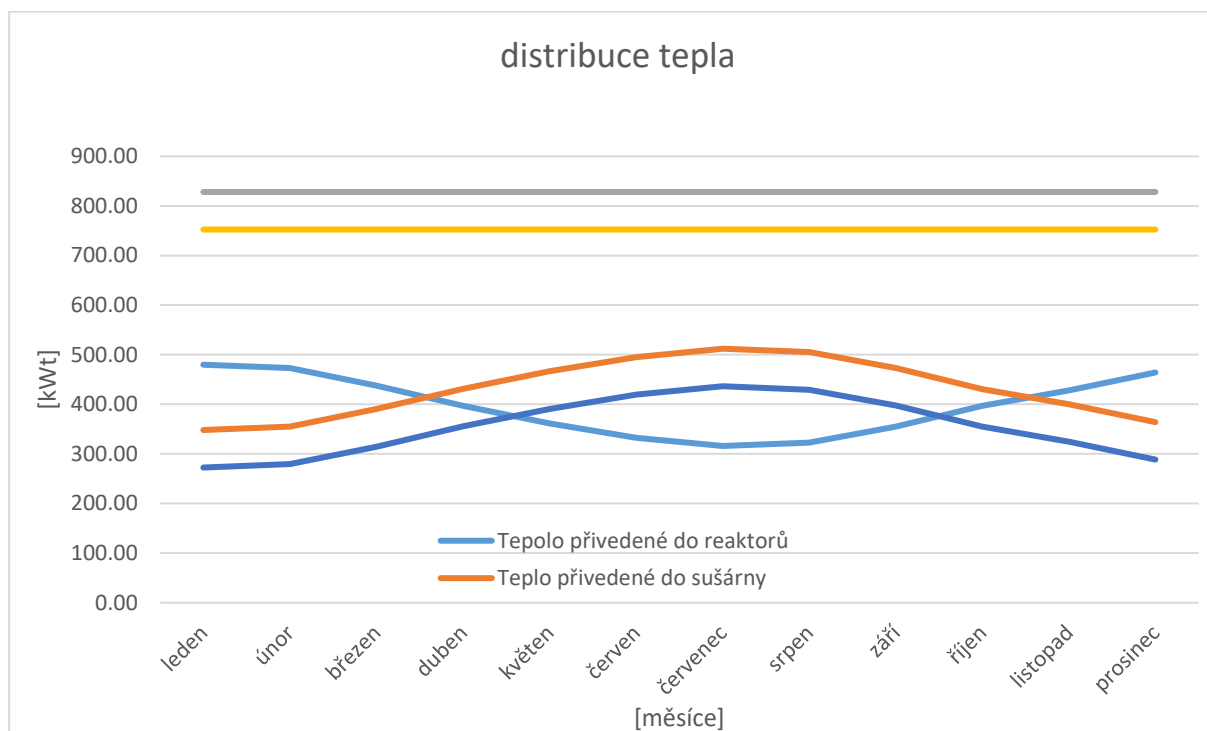
$$m_{výměník} = 1.3 \text{ kg/s}$$

- $Q_{výměník}$  – tepelný výkon předaný vodou [kWt]
- $m_{výměník}$  – hmotnostní průtok vody [kg/s]



Obrázek 37: Nové schéma zapojení

Při instalaci spalínového výměníku na všechny čtyři kogenerační jednotky bude získán tepelný výkon o hodnotě 438.8 kWt. Díky instalaci tohoto výměníku dojde k vyřazení ohřevu ethylenglycolu na primárním výměníku tak, že teplota ethylenglycolu poklesne a s ní i výkon na hodnotu 389 kWt. Součtem tepla předaného ze spalínových výměníků a tepla z primárních okruhů bude získána hodnota tepelného výkonu 828.1 kWt. Z rozdílu hodnoty nového výkonu a původního výkonu při zapojení spalínového výměníku dostáváme navýšení o 49.6 kWt. Zvýšení tepla se následně projeví při distribuci tepla do sušárny. Celkové využití tepla z kogenerační jednotky by se ze stávajících 83,7 % zvýšilo na 89.1 %. Graf č. 14 zobrazuje možné navýšení tepla (kWt) do sušárny.



Graf 11: Nová distribuce tepla

Proto, aby bylo možné vyčíslit pořizovací náklady na výměník tepla, je potřebné znát plochu výměníku a jeho typ, který se následně odrazí v ceně..

$$Q_{sp} = \Delta T_{LM} \cdot A \cdot U \quad (6.23)$$

$$\Delta T_{LM} = \frac{(Th_{in} - TC_{out}) - (Th_{out} - TC_{in})}{\ln\left(\frac{Th_{in} - TC_{out}}{Th_{out} - TC_{in}}\right)} = 198^{\circ}\text{C} \quad (6.24)$$

- $Th_{in}$  – vstupní teplota spalin [ $^{\circ}\text{C}$ ]
- $TC_{out}$  – výstupní teplota vody [ $^{\circ}\text{C}$ ]
- $Th_{out}$  – výstupní teplota spalin [ $^{\circ}\text{C}$ ]
- $TC_{in}$  – vstupní teplota vody [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$$U = 126.4 \text{ [W/m}^2\text{C]}$$

$$A = \frac{Q_{sp}}{U \cdot \Delta T_{LM}} = 4.2 \text{ m}^2 \quad (6.25)$$

- $A$  – plocha výměníku tepla [ $\text{m}^2$ ]
- $\Delta T_{LM}$  – střední logaritmický spád [ $^{\circ}\text{C}$ ]
- $U$  – koeficient přestupu tepla [ $\text{W/m}^2\text{C}$ ]

Pro výpočet objemového průtoku spalin je nutný přepočtení objemového průtoku spalin z normálového množství na  $\text{m}^3/\text{h}$ .

$$V_s = V_{s_n} \cdot \frac{t_{spalin} + 273.15}{273.15} = 2193 \text{ m}^3/\text{h} \quad (6.26)$$

$t_{spalin}$  – teplota spalin [ $^{\circ}\text{C}$ ]

Z objemového průtoku spalin dále dopočítáme hmotnostní průtok:

$$m_{spalin} = \frac{V_s}{3600} \rho_{spalin} = 0.79 \text{ kg/s} \quad (6.27)$$

- $\rho_{spalin}$  – hustota spalin [ $\text{kg/m}^3$ ]

Na základě dříve definovaných parametrů byl pomocí softwaru HTRI dopočítán spalinový výměník (ekonomizér). Omezujícími podmínkami při navrhování byly:

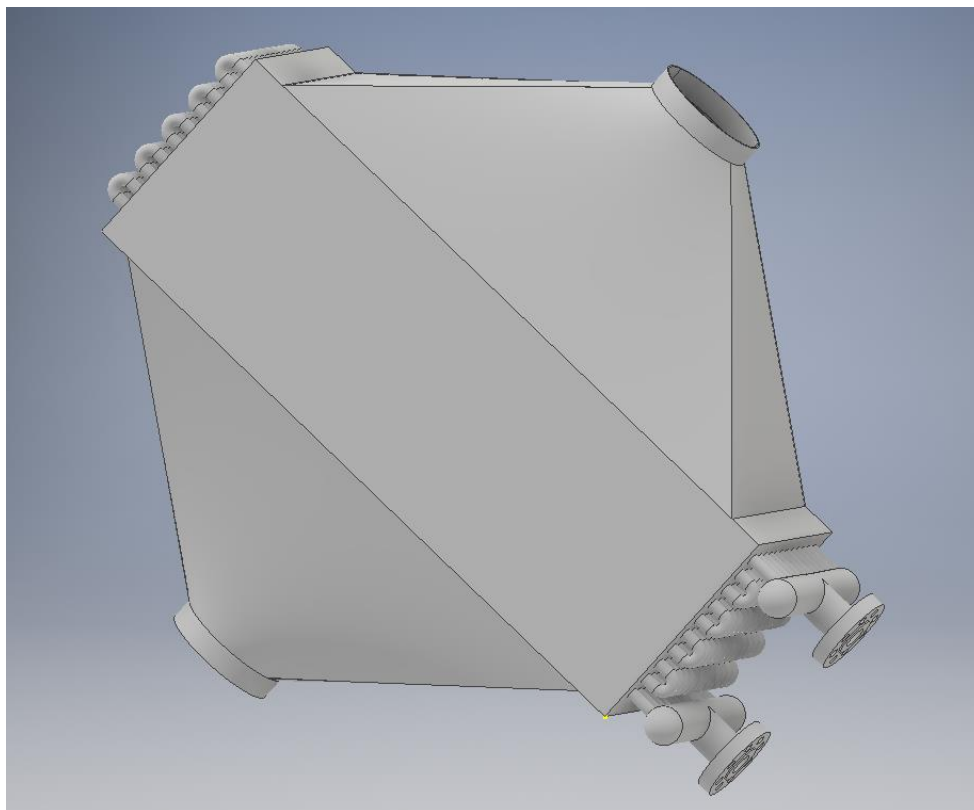
- rychlost proudící vody, která by měla být v rozsahu od 0,5 do 1,5 m/s, kvůli dosažení nízkých tlakových ztrát na straně pláště
- rychlost proudících spalin, která se musí pohybovat rozmezí od 8 do 15 m/s
- studený proud, který bude proudit v trubkovém prostoru

Na základě definování omezujících podmínek byly dopočítány tyto parametry:

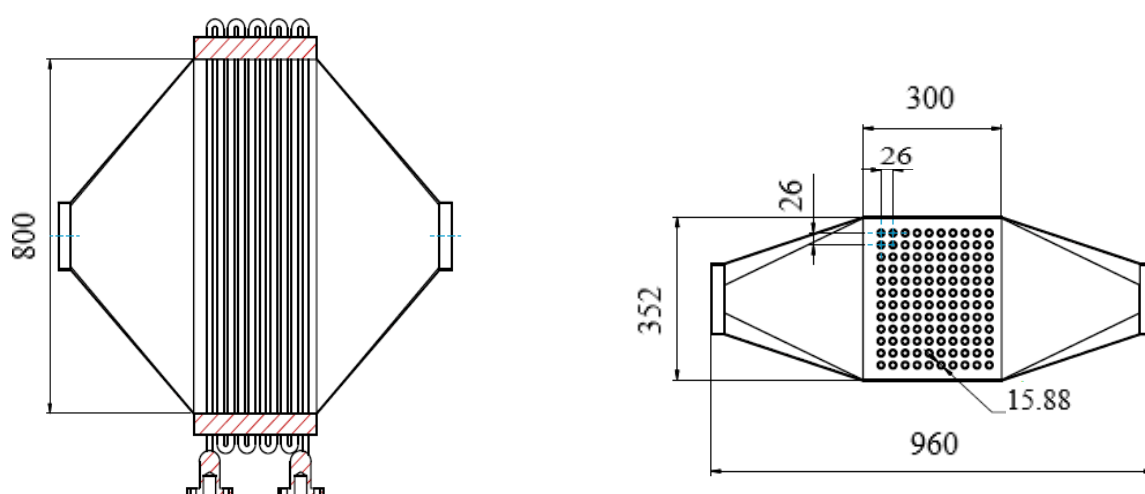
- Rychlost spalin: 14.8 m/s
- Rychlost proudící vody: 0.79 m/s.

Rozměrové parametry ekonomizéru

Dle programu HTRI bude mít ekonomizér celkovou délku 0,8 m, ve které je uloženo 12 řad s celkovým počtem 120 kusů trubek a 10 trubkovými přechody.



Obrázek 38: Návrh výměníku



Obrázek 39: základní rozměrové parametry

---

Pro výpočet dotace byl zvolen výpočet podle Cenového rozhodnutí ERU č.2/2017 z 20.12.2017

Stávající příkon [kWt]	250
Nový příkon [kWt]	326
Výroba el. [kWel]	999.32
Výroba tep. [kWt]	929.6
Provozní doba [h]	8400
Příkon za rok [kWht/rok]	2735617.3
hodin na max. výkon [hod/rokt]	2942.78
Poměr účinnosti výroby [el/tep]	1.075
Podpora [Kč/MWh]	45
Dotační podpora [Kč/rok]	132335.5
Původní podpora [Kč/rok]	101831.9
Navýšení podpory [Kč/rok]	30503.6

## 6.7 Dílčí závěry

### Návrh ORC

Vzhledem k charakteru práce, by bylo možné také navrhnout organický Rannkinův cyklus, ale tato technologie není dle dokumentu RU 2013 součástí využití KVET. Technologie je drahá a poměr vyrobené elektřiny ku spotřebovanému teple je 1/10.

Další možnosti by bylo ohřívat vstupní materiál – kejdu natažením hada do skladovací jímky, ale tato metoda není vhodná vzhledem k tomu, že pokud by došlo k přehřevu vstupního materiálu ještě před vstupem tak by se dalo ušetřit na energii, která vyhřívá reaktory. Teplo, kterým by byla jímka vytápěna by, ale následně zapříčinilo kvašení, které by vedlo k produkci bioplynu ještě před samotným procesem, což je nežádoucí. Další negativním faktorem je, že by při styku  $\text{CH}_4$  s kyslíkem docházelo ke vzniku výbušného prostředí a následkem toho by musela být zvýšena bezpečnost celého zařízení.

---

## 7 Závěr

V diplomové práci byla provedena materiálová a tepelná bilance procesu výroby v bioplynové stanici, na jejímž základě byla nalezena slabá místa systému.

Jedno z těchto slabých míst je nevyužití nízko-potenciálního tepla, která je odváděna formou digestátu přímo do skladovací nádrže. Nízko-potenciální teplo lze využít pro předehřev vzduchu do sušárny. Snížením hmotnostního průtoku na sušárnu tak, aby zůstala na výměníku tepla vstupní a výstupní teplota stejná ( $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), při zachování stávajících podmínek pro sušárnu ( $50\text{ }^{\circ}\text{C}$  uvnitř sušárny) dojde k navýšení dodávaného tepla pro reaktory změnou hmotnostních průtoků. Problém je, že toto řešení by bylo účinné pouze zhruba 3 zimní měsíce v kalendářním roce. V ostatních měsících by docházelo k nežádoucímu přehřívání a to z důvodu vracející se teplejší vody z výměníku tepla umístěného v sušárně. Čerpadlo, které by bylo schopno čerpat digestát na požadovanou vzdálenost, by vlastní spotřebou negativně ovlivnilo prodanou elektrickou energii. S ohledem na krátkou dobu využitelnosti a vysoké pořizovací náklady není toto řešení efektivní.

Dalším dílčím problémem je nedostatečné využití spalin, protože dosud byl spalínový výměník používán pouze k dohřevu ethylenglycolu. Nový návrh spočívá ve využití hmotnostního průtoku spalin a jejich entalpického spádu (spalínový výměník). Teplo, které je produkováno daným množstvím spalin předává  $109.7\text{ kWt}$ , které dohřívají vodu na  $80\text{ }^{\circ}\text{C}$  a dále ji distribuují do systému. Při bypassování systému by nedocházelo k dohřevu ethylenglycolu. Teplo, které bychom byli schopni dodávat dále do systému, by převyšovalo množství tepla, která je využito ve stávajícím řešení. Celkové navýšení tepla předaného do systému by vzrostlo o  $49.6\text{ kWt}$ . Návrh spalínového výměníku byl vypracován v programu HTRI a Inventor. Pořizovací náklady spalínového výměníku jsou v řádech statisíců korun, proto vybavení stávajících bioplynových stanic takto upraveným spalínovým systémem je rentabilní až z pohledu dlouhodobého hlediska, tj. po 17 letech při zohlednění stávající dotační podpory KVET a inflaci 2%. Efektivnější z pohledu návratnosti je toto řešení využít při stavbě nových bioplynových stanic.



---

## 8 Zdroje

- [1] MATĚJKA, Jan. Technologický foresight 2020 – 2040: Zpracováno v rámci projektu TP Bioplyn 3, registrační číslo CZ.01.1.02/0.0/0.0/15\_037/0007138, spolufinancovaného Operačním programem Podnikání a inovace pro konkurenceschopnost[online]. In: . -: -, 2017, 10/2017, s. 77 [cit. 2018-05-23]. ISBN -. ISSN -. Dostupné z: [http://www.czba.cz/files/ceska-bioplynova-asociace/uploads/files/Technologicky\\_foresight.pdf](http://www.czba.cz/files/ceska-bioplynova-asociace/uploads/files/Technologicky_foresight.pdf)
- [2] Nové podmínky podpory kombinované výroby elektriny a tepla (KVET). - [online]. 2012, 3.2.2012, -(-), 1 [cit. 2018-05-23]. Dostupné z: <https://www.eru.cz/documents/10540/478231/KVET.pdf/f3cf608a-e2ba-4a8f-988c-bd933a367b86>
- [3] KOUTNÝ, Roman. Využití tepla z bioplynové stanice pro sušení. Energie 21 [online]. 2013, 19.4.2013, 2013(-), 1 [cit. 2018-05-23]. Dostupné z: <http://energie21.cz/vyuziti-tepla-z-bioplynovy-stanice-pro-suseni/>
- [4] Szif: INVESTICE NA PODPORU ENERGIE Z OBNOVITELNÝCH ZDROJŮ. Szif.cz [online]. -: -, 2017, 14.12.2017 [cit. 2018-05-23]. Dostupné z: <https://www.szif.cz/cs/prv2014-643#>
- [5] NOVOTNÝ, J a J MALÁŤÁK. TEPELNÉ HODNOCENÍ KONSTRUKČNÍCH ŘEŠENÍ BIOPLYNOVÝCH STANIC. Praha, 2014. -. článek. Vedoucí práce Ing. J. Matoušek, Ph.D
- [6] Jak funguje bioplynová stanice: Bioplynová stanice. <https://www.cez.cz/cs/vyroba-elektriny/obnovitelne-zdroje/bioplyn/jak-funguje-bioplynova-stanice.html> [online]. - [cit. 2018-01-11].
- [7] Technologie bioplynových stanic. <http://www.bioplynovestanice.cz> [online]. 2008 [cit. 2018-01-11].
- [8] Členění bioplynových stanic. <http://www.bioplynovestanice.cz/cleneni-bps/> [online]. 2008 [cit. 2018-01-11].
- [9] Suchou, nebo mokrou fermentaci. <http://odpady-online.cz/suchou-nebo-mokrou-fermentaci/> [online]. 15. 2. 2012 [cit. 2018-01-11].
- [10] JELÍNEK, Antonín. Hospodaření a manipulace s odpady ze zemědělství a venkovských sídel. 1. 2001. ISBN 80-239-4234-4.
- [11] PASTOREK, Zdeněk: Bioplyn – užitečný zdroj energie nebo riskantní způsob podnikání. Biom.cz [online]. 2008-07-14 [cit. 2018-01-11]. Dostupné z WWW: <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/bioplyn-uzitecny-zdroj-energie-nebo-riskantni-zpusob-podnikani>. ISSN: 1801-2655
- [12] Tvorba bioplynu: Bioplyn vzniká ve čtyřech fázích [online]. [cit. 2018-01-11]. Dostupné z: <http://bioplyn.schaumann.cz/vyroba/vznik-bioplynu/>
- [13] Anaerobní fermentace [online]. [cit. 2018-01-12]. Dostupné z: <http://docplayer.cz/38318721-Anaerobni-fermentace.html>. Online prezentace. Mendelova univerzita v Brně.Faktory ovlivňující tvorbu plynu

- 
- [14] HABART, Jan a Zuzana KRATOCHVÍLOVÁ, ed. *Průvodce výrobou a využitím bioplynu* [online]. 3. CZ Biom – České sdružení pro biomasu, 2010 [cit. 2018-01-13]. ISBN 978-80-903777-5-2. Dostupné z: [https://biom.cz/upload/6e01d6d4c4835ec93cda508772f3bf6e/pruvodce\\_vyrobou\\_vyuzitim\\_bioplynu.pdf](https://biom.cz/upload/6e01d6d4c4835ec93cda508772f3bf6e/pruvodce_vyrobou_vyuzitim_bioplynu.pdf)
- [15] GERŠL, Milan. *VLASTNOSTI SÍRNÝCH KOROZIVNÍCH PRODUKTŮ Z RŮZNÝCH TECHNOLOGIÍ PRODUKCE BIOPLYNU* [online]. BRNO, 2014 [cit. 2018-05-18]. Dostupné z: [http://eagri.cz/public/web/file/357316/Mineralogicko\\_chemicka\\_charakteristika\\_MZe\\_2014\\_devzdan\\_a\\_prace\\_\\_tisk.pdf](http://eagri.cz/public/web/file/357316/Mineralogicko_chemicka_charakteristika_MZe_2014_devzdan_a_prace__tisk.pdf). Závěrečná zpráva. Mendelova Univerzita. Vedoucí práce Mgr. Milan Geršl, Ph.D.
- [16] AL SEADI, Teodorita, Dominik RUTZ, Heinz PRASSL, Michael KÖTTNER, Tobias FINSTERWALDER, Silke VOLK a Rainer JANSSEN. *BIOGAS HANDBOOK: ADVANTAGES OF BIOGAS TECHNOLOGIES* [online]. 2008 [cit. 2018-01-18]. ISBN 978-87-992962-0-0. Dostupné z: <http://www.lemvigbiogas.com/BiogasHandbook.pdf>
- [17] VÁŇA, Jaroslav: Bioplynové stanice na využití bioodpadů. *Biom.cz* [online]. 2010-05-10 [cit. 2018-01-30]. Dostupné z <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/bioplynove-stanice-na-vyuziti-bioodpadu>. ISSN: 1801-2655
- [18] *Bioodpad-Bioplyn-Energie: Bioplynové stanice na využití bioodpadů* [online]. ČESKÉ EKOLOGICKÉ MANAŽERSKÉ CENTRUM, 2009 [cit. 2018-01-30]. Dostupné z: [http://www.mpo-efekt.cz/upload/7799f3fd595eeee1fa66875530f33e8a/Bioplyn\\_sesit.pdf](http://www.mpo-efekt.cz/upload/7799f3fd595eeee1fa66875530f33e8a/Bioplyn_sesit.pdf)
- [19] VÁŇA, Jaroslav. *Technologické možnosti využití bioodpadů* [online]. [cit. 2018-01-30]. Dostupné z: [http://www.ekomonitor.cz/sites/default/files/08\\_Vana.pdf](http://www.ekomonitor.cz/sites/default/files/08_Vana.pdf) Výzkumný ústav rostlinné výroby v Praze – Ruzyni.
- [20] SMATANOVÁ, Michaela. *BIOPLYNOVÉ STANICE* [online]. 2015 [cit. 2018-01-30]. Dostupné z: [http://www.ekomonitor.cz/sites/default/files/08\\_Vana.pdf](http://www.ekomonitor.cz/sites/default/files/08_Vana.pdf). Prezentace. Ústřední a zkušební ústav zemědělský.
- [21] AGRIKOMP S. R. O. *Zemědělská bioplynová stanice Boretice* [online]. In: . 2016, s. 10 [cit. 2018-04-18]. Dostupné z: *Zemědělská bioplynová stanice Boretice* [online]. 2016 [cit. 2018-04-18]. Dostupné z: <http://docplayer.cz/6568250-Zemedelska-bioplynova-stanice-boretice.html>
- [22] NACHWACHSENDE ROHSTOFFE E. V., Fachagentur, ed. *Handreichung: Biogasgewinnung und -nutzung* [online]. 3. Gülzow: -, 2006 [cit. 2018-05-23]. ISBN 3-00-014333-5. Dostupné z: [http://www.big-east.eu/downloads/FNR\\_HR\\_Biogas.pdf](http://www.big-east.eu/downloads/FNR_HR_Biogas.pdf)
- [23] KÁRA, Jaroslav, Zdeněk PASTOREK a Evžen PŘIBIL. *VÝROBA A VYUŽITÍ BIOPLYNU V ZEMĚDĚLSTVÍ: Metodika byla vytvořena v podpůrném programu „9.F.g. Metodická činnost k podpoře zemědělského poradenského systému Ministerstva zemědělství ČR.“* [online]. 1. Praha: Vydal a vyrobil VÚZT, v.v.i. Praha – Ruzyně, 2007 [cit. 2018-03-20]. ISBN 978-80-86884-28-8. Dostupné z: <http://www.vuzt.cz/svt/vuzt/publ/P2007/086.PDF>
- [24] PETŘÍKOVÁ, Vlasta. Kumulativní produkce bioplynu pro různě hmotnostní koncentrace kukuřice v sušině: Kumulativní produkce bioplynudrcenákukuřice. In: *Biom.cz* [online]. 2007 [cit. 2018-03-28]. Dostupné z: <https://biom.cz/cz/obrazek/kumulativni-produkce-bioplynu-pro-ruzne-hmotnostni-koncentrace-kukurice-v-susine>

- 
- [25] *Cíle. Seznámit studenta s technickými zařízeními bioplynových stanic.* [online]. Brno, 2016 [cit. 2018-04-20]. Dostupné z: <http://docplayer.cz/13699872-Cile-seznamit-studenta-s-technickymi-zarizenimi-bioplynovych-panic.html>. Mendlova Univerzita.
- [26] MALAŤÁK, Jan. *Technologie a technika zpracování odpadů: Anaerobní konverze organických substrátů* [online]. Praha, 2006 [cit. 2018-04-21]. Dostupné z: <http://docplayer.cz/16308832-Technika-a-technologie-bioplynoveho-hospodarstvi.html>. Prezentace. ČVUT.
- [27] Externí zásobníky: Externí dvoumembránové plynoměry. *Bdtech.cz* [online]. [cit. 2018-04-21]. Dostupné z: [http://www.bdtech.cz/systemy\\_skladovani\\_bioplynu.html](http://www.bdtech.cz/systemy_skladovani_bioplynu.html)
- [28] Hořák zbytkového bioplynu – FLÉRA: ZÁKLADNÍ POPIS A FUNKCE HOŘÁKŮ. *Pbspe* [online]. [cit. 2018-04-21]. Dostupné z: [http://www.pbspe.cz/cze/index.php?action=catalogue\\_detail&id=27](http://www.pbspe.cz/cze/index.php?action=catalogue_detail&id=27)
- [29] HAVARIJNÍ FLÉRA: NAVRHNEME, DODÁME, NAMONTUJEME, PŘIPOJÍME, ZREVIDUJEME, ZAŠKOLÍME OBSLUHU. *Agrikomp* [online]. Brno - Střelice [cit. 2018-04-21]. Dostupné z: [https://www.agrikomp.com/images/cs-CZ/pdf/havarijni\\_flera\\_letak.pdf](https://www.agrikomp.com/images/cs-CZ/pdf/havarijni_flera_letak.pdf)
- [30] MALÍK, Petr: Kogenerační jednotka s elektrickou účinností 47 %? Utopie?. *Biom.cz* [online]. 2010-03-03 [cit. 2018-04-26]. Dostupné z WWW: <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/kogeneracni-jednotka-s-elektrickou-ucinnosti-47-utopie>. ISSN: 1801-2655.
- [31] BUDÍN, Jan. Kogenerace – princip, technologie a výhody. *Oenergetice.cz* [online], 2015, 21.4.2015 [cit. 2018-04-26]. Dostupné z: <https://oenergetice.cz/elektrina/kogenerace-princip-technologie-a-vyhody/>
- [32] Define and solve a problem by using Solver. *Support.office.com* [online]. [cit. 2018-05-09]. Dostupné z: <https://support.office.com/en-us/article/define-and-solve-a-problem-by-using-solver-5d1a388f-079d-43ac-a7eb-f63e45925040>
- [33] ENERGETICKÁ EFEKTIVNOST BIOPLYNOVÝCH STANIC [online]. 2011 [cit. 2018-01-13]. Dostupné z: <http://www.czba.cz/files/ceska-bioplynova-asociace/uploads/files/EnEfBPS-komplet.pdf>
- [34] NACHWACHSENDE ROHSTOFFE E. V., Fachagentur, ed. Handreichung: Biogasgewinnung und -nutzung [online]. 3. Gülzow: -, 2006 [cit. 2018-05-23]. ISBN 3-00-014333-5. Dostupné z: [http://www.big-east.eu/downloads/FNR\\_HR\\_Biogas.pdf](http://www.big-east.eu/downloads/FNR_HR_Biogas.pdf)
- [35] Vyhláška o stanovení minimální účinnosti užití energie při výrobě elektřiny a tepelné energie: § 4 - Stanovení účinnosti a minimální účinnost užití energie při kombinované výrobě elektřiny a tepla. *Zákony pro lidi* [online]. [cit. 2018-01-13]. Dostupné z: <https://www.zakonyprolidi.cz/cs/2012-441#p4>
- [36] Vyhláška o stanovení minimální účinnosti užití energie při výrobě elektřiny a tepelné energie: Přílohy. *Zákony pro lidi* [online]. [cit. 2018-01-13]. Dostupné z: <https://www.zakonyprolidi.cz/cs/2012-441#prilohy>
- [37] *Energetický regulační VĚSTNÍK: ENERGETICKÝ REGULAČNÍ ÚŘAD* [online]. Jihlava: Energetický regulační úřad, 2017, 17(-) [cit. 2018-05-10]. Dostupné z: [https://www.eru.cz/documents/10540/3844460/ERV10\\_2017.pdf/07802d75-6dff-4b03-9642-790277c025c5](https://www.eru.cz/documents/10540/3844460/ERV10_2017.pdf/07802d75-6dff-4b03-9642-790277c025c5)
- [38] RÉDR, Miroslav a Miroslav PŘÍHODA. *Základy tepelné techniky*. 1. Praha: SNTL, 1991. ISBN 8003003660.

- 
- [39] Metodický pokyn k podmínkám schvalování bioplynových stanic před uvedením do provozu: Metodický pokyn ke schvalování provozu bioplynových stanic a stanovování závazných podmínek provozu z hlediska ochrany životního prostředí. In: . Praha: -, 2014, ročník 14, číslo 15. Dostupné také z: [https://www.mzp.cz/C1257458002F0DC7/cz/schvalovani\\_bioplynovych\\_stanic/\\$FILE/000-Metodicky\\_dokument\\_BPS-20150402.pdf](https://www.mzp.cz/C1257458002F0DC7/cz/schvalovani_bioplynovych_stanic/$FILE/000-Metodicky_dokument_BPS-20150402.pdf)
- [40] Mikrobiologie a biochemie anaerobní fermentace : Homoacetogenní mikroorganismy. <https://web.vscht.cz/> [online]. -: -, - [cit. 2018-05-23]. Dostupné z: <https://web.vscht.cz/~pokornd/Bioplyn/Přednášky/2.přednáška%20-%20MO.pdf>
- [41] Statistical Inference and t-Tests. Minitab.com [online]. -: -, 2010 [cit. 2018-05-24]. Dostupné z: <http://www.minitab.com/uploadedFiles/Documents/sample-materials/TrainingTTest16EN.pdf>
- [42] Sušení dřeva [online]. Brno, 201n. 1. [cit. 2018-05-24]. Dostupné z: [https://ldf.mendelu.cz/und/sites/default/files/soubory\\_hud/javorice\\_suseni\\_v1.pdf](https://ldf.mendelu.cz/und/sites/default/files/soubory_hud/javorice_suseni_v1.pdf). Prezentace. Mendelova Univerzita Brno. Vedoucí práce Ing. Jiří Zejda.
- [43] Historická data. Portal.chmi.c [online]. - [cit. 2018-05-24]. Dostupné z: <http://portal.chmi.cz/historicka-data/pocasi/mesicni-data#>

---

## 9 Seznam tabulek

Tabulka 1: Objemové zastoupení složek směsi v bioplynu [10].....	15
Tabulka 2 : Základní vlastnosti bioplynu [10] .....	15
Tabulka 3 : Požadavky na prostředí ve fermentoru [13].....	19
Tabulka 4: Ideální produkce bioplynu vztažená na kg organické sušiny [13] .....	20
Tabulka 5: Typy bakterií a teploty pro jejich existenci [12] .....	20
Tabulka 6: Látky omezující fermentaci a jejich koncentrace [9] .....	24
Tabulka 7: Firemní informace z měření kvality bioplynu – autor na základě dat z firmy Agrikomp. ....	34
Tabulka 8 : Minimální účinnost výroby energie v kogenerační jednotce se spalovacím motorem a minimální účinnost výroby energie ve výrobě s kogeneračními jednotkami a kotli [36] .....	39
Tabulka 9: Základní roční sazba KVET [37] .....	40
Tabulka 10: Doplnková sazba I k základní sazbě zeleného bonusu z KVET [37] .....	41
Tabulka 11 Základní parametry sušiny .....	44
Tabulka 12: Množství a typ vstupního materiálu .....	44
Tabulka 13 : průtoky a rozdíly teplot pro bilanci .....	56
Tabulka 14: průtoky a rozdíly teplot pro bilanci .....	58
Tabulka 15: Distribuce tepla .....	59
Tabulka 16: Teplotní rozdíly .....	61

---

## 10 Seznam obrázků

Obrázek 1 : Jednostupňová fermentace [14] .....	14
Obrázek 2 : Dvoustupňová fermentace [14] .....	14
Obrázek 3: Graf závislosti výhřevnosti na obsahu metanu [10] .....	16
Obrázek 4: Tvorba bioplynu [12] .....	18
Obrázek 5: Závislost rychlosti růstu mikroorganismu na teplotě [11] .....	20
Obrázek 6 : Funkční schéma bioplynové stanice firmy Agrikomp [21] .....	25
Obrázek 7: Silážní žlab- foto autor .....	25
Obrázek 8: Schématické znázornění směšovače [25] .....	26
Obrázek 9: Směšovač firmy Vielfrass + Mulde [21] .....	26
Obrázek 10: Fermentor s diskontinuálním provozem [25] .....	27
Obrázek 11: Fermentor vertikálního typu [20]      Obrázek 12: Fermentor horizontálního typu [20]      28	
Obrázek 13: Kumulativní produkce bioplynu, denní produkce bioplynu v závislosti na době zdržení [22] .....	28
Obrázek 14:Kumulativní produkce bioplynu drcené kukuřice [24] .....	29
Obrázek 15: Druhy vytápění reaktoru [26] .....	29
Obrázek 16: Napojení Tepelného rozvaděče na externí výměník tepla .....	30
<i>Obrázek 17: Napojení vytápění do fermentoru (8 trubic) .....</i>	<i>31</i>
Obrázek 18 : Způsoby míchání [21] .....	31
Obrázek 19 : Porovnání výtěžku tvorby bioplynu při různých režimech míchání [261] .....	32
Obrázek 20: Umístění plynojemu [25] .....	32
Obrázek 21: Integrovaný jedno membránový zásobník bioplynu [20] .....	33
Obrázek 22: Dvou-membránový zásobník [25] .....	33
Obrázek 23: Aparatury na čištění bioplynu – foto autor .....	35
Obrázek 24: Externí zařízení na spalování bioplynu – fléra [29] .....	36
Obrázek 25: Bioplynový vznětový generátor se zápalným paprskem od firmy SCHNELL [25] .....	36
Obrázek 26: Schéma kogenerační jednotky [31] .....	37
Obrázek 27: Schéma BPS Vojtěchov .....	43
Obrázek 28: Bilanční schéma směšovače .....	46
Obrázek 29:schéma fermentoru .....	47
Obrázek 30:Schéma dofermentoru .....	50

---

Obrázek 31: Schéma pro celkovou materiálovou bilanci.....	51
Obrázek 32:Schématické zapojení primárního okruhu .....	53
Obrázek 33: Tepelné bilanční schéma fermentoru.....	54
Obrázek 34: Tepelné bilanční schéma dofermentoru.....	57
Obrázek 35: Schéma předeřevu.....	62
Obrázek 36: Aktuální zapojení výměníku kogenerační jednotky .....	64
Obrázek 37: Nové schéma zapojení .....	65
Obrázek 38: Návrh výměníku .....	68
Obrázek 39: základní rozměrové parametry .....	68
Obrázek 40 : Základní parametry výměníku.....	80

---

## 11 Seznam grafů

Graf 1: Hodnoty naměřeného pH – fermentor 1 .....	21
Graf 2: Hodnoty naměřeného pH – fermentor 2 .....	22
Graf 3: Lineární regrese pro vybraná data .....	22
Graf 4: Koncentrace sušiny ve fermentoru 1 .....	49
Graf 5: Koncentrace sušiny ve fermentoru 2 .....	49
Graf 6: Tepelné ztráty ve fermentorech .....	56
Graf 7: tepelné ztráty do okolí do fermentor .....	58
Graf 8 Distribuce tepla .....	59
Graf 9: Porovnání přivedeného a odvedeného tepla .....	60
Graf 10: Změna distribuce tepla .....	61
Graf 11: Nová distribuce tepla .....	66



---

## 12 Seznam zkratek

LTO	Lehké topné olej
BPS	Bioplynová stanice
ČOV	Čistička odpadních vod
KJ	Kogenerační jednotka
LHV	Výhřevnost
HHV	Spalné teplo
KVET	Kombinovaná výroba elektřiny a tepla
pH	Vodíkový exponent
TAC	Stabilita procesu
FOS	Organické kyseliny
PVC	Poly-vynyl chlorid
CH <sub>4</sub>	Metan
CO <sub>2</sub>	Oxid uhličitý
ORC	Organický Rankinův cyklus
Prv	Program rozvoje venkova

## 13 Přílohy

HTRI

Final Results

Released to the following organization:  
VUT v Brne

Tester

Page 1

Xacc Ver. 7 SP1 21.05.2018 12:51 SN: 01016-1007468327

SI Units


Simulation-Vertical economizer countercurrent to crossflow

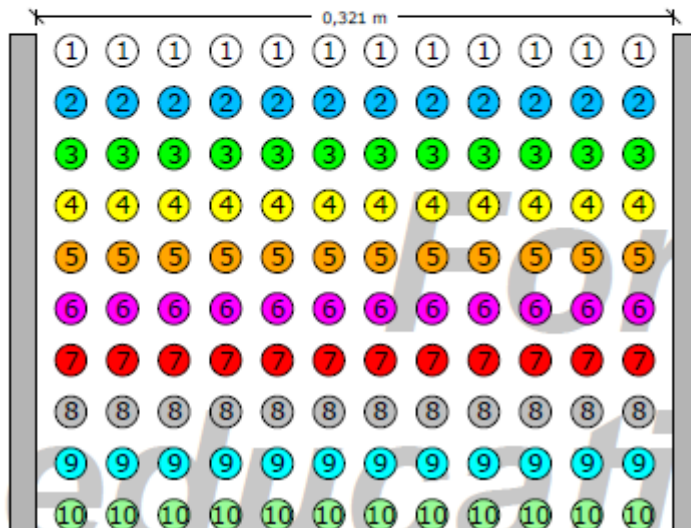
Process Data		Outside		Tubeside	
Fluid name		Spalling	Sens. Gas	Chladící voda	Sens. Liquid
Fluid condition					
Total flow rate	(kg/s)		0,790		1,300
Weight fraction vapor, In/Out	(--)	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Temperature, In/Out	(Deg C)	460,00	160,00	60,00	80,00
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)	69,14	114,70	62,84	89,64
Wall temperature, Min/Max	(Deg C)	65,85	101,59	65,45	100,00
Pressure, In/Out	(kPa)	101,33	101,12	101,33	0,000
Pressure drop, Total/Allowed	(kPa)	0,204	0,000	975,33	0,000
Pressure Drop, A-frame reflux section	(kPa)				
Velocity - Midpoint	(m/s)	14,80		0,79	
- In/Out	(m/s)			0,78	0,79
Film coefficient, Bare/Extended	(W/m2-K)	138,93	138,93	5561,8	
Mole fraction inert	(--)		0,0000		
Heat transfer safety factor	(--)		1,0000		1,0000
Fouling resistance	(m2-K/W)		0,000264		0,000176
Overall Performance Data					
Overall coef, Design/Clean/Actual	(W/m2-K)	122,120 /	134,346 /	126,318	
Heat duty, Calculated/Specified	(MegaWatts)	0,1981 /	0,1090		
Effective mean temperature difference	(Deg C)	211,62			
See Runtime Message Report for Warning Messages.					
Unit and Bundle Construction Information					
Bays in parallel/unit	(--)	1	Bundles in parallel/bay		1
Extended area/unit	(m2)	4,218	Bare area/unit	(m2)	4,218
Extended area/bundle	(m2)	4,218	Bare area/bundle	(m2)	4,218
Tube passes/Tuberows	(--)	10 /	Number of tubes/bundle	(--)	120
Tube count, Odd rows/Even rows	(--)	12 /	Edge seals	(--)	Yes
Bundle width	(m)	0,321	Fan guard	(--)	No
Clearance	(mm)	9,525	Louvers	(--)	No
Header depth	(mm)	101,60	Steam coil	(--)	No
Header Box			Hail screen	(--)	No
- Plate thickness	(mm)	19,050	Tube support information		
- Tubesheet thickness	(mm)	47,625	- Number	(--)	0
Plenum type		Box	- Width	(mm)	0,000
Weight/Bundle	(kg)	238	Orientation (from horiz.)	(deg)	90,00
Structure weight	(kg)	0	Tubeside volume	(L)	24,2
Total weight, Dry / Wet	(kg)	238 /			
Ladder/walkway weight	(kg)	0	Cost Factor	(--)	560,67
Tube Information					
Straight length	(m)	0,800	Tube type		Plain
Unfinned length	(mm)	0,000	Unheated length	(mm)	95,250
Layout	(--)	Inline	Area ratio (fin/bare)	(--)	--
Transverse pitch	(mm)	26,000	Fins per unit length	(fin/meter)	--
Longitudinal pitch	(mm)	26,000	Fin root diameter	(mm)	--
Tube form	(--)	Straight	Fin height	(mm)	--
Outside diameter	(mm)	15,875	Fin thickness at base	(mm)	--
Inside diameter	(mm)	13,385	Fin thickness at tip	(mm)	--
Area ratio (out/in)	(--)	1,1860	Fin type	(--)	--
Over fin diameter	(mm)	--	Fin efficiency	(%)	--
Tube material		Carbon steel	Internal tube type		None

Obrázek 40 : Základní parametry výměníku

<div>HTRI</div>		<div>Output Summary</div>		Page 1				
		Released to the following organization: VUT v Brne Tester						
Xace Ver. 7 SP1 21.05.2018 12:51 SN: 01016-1007468327				SI Units				
Simulation-Vertical economizer countercurrent to crossflow								
No Data Check Messages. See Runtime Message Report for Warning Messages.								
Process Conditions		Outside		Tubeside				
Fluid name	Spaliny			Chladicí voda				
Fluid condition		Sens. Gas		Sens. Liquid				
Total flow rate	(kg/s)	0,790		1,300				
Weight fraction vapor, In/Out		1,0000	1,0000	0,0000	0,0000			
Temperature, In/Out	(Deg C)	460,00	160,00	60,00	80,00			
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)	69,14	114,70	62,84	89,64			
Pressure, Inlet/Outlet	(kPa)	101,33	101,12	101,33	0,000			
Pressure drop, Total/Allow	(kPa) (kPa)	0,204	0,000	975,33	0,000			
Midpoint velocity	(m/s)	14,80		0,79				
- In/Out	(m/s)			0,78	0,79			
Heat transfer safety factor	(--)	1,0000		1,0000				
Fouling	(m2-K/W)	0,000264		0,000176				
Exchanger Performance								
Outside film coef	(W/m2-K)	138,93	Actual U	(W/m2-K)	126,318			
Tubeside film coef	(W/m2-K)	5561,8	Required U	(W/m2-K)	122,120			
Clean coef	(W/m2-K)	134,346	Area	(m2)	4,218			
Hot regime		Sens. Gas	Overdesign	(%)	3,44			
Cold regime		Sens. Liquid	Tube Geometry					
EMTD	(Deg C)	211,6	Tube type	Plain				
Duty	(MegaWatts)	0,198	Tube OD	(mm)	15,875			
Unit Geometry			Tube ID	(mm)	13,385			
Bays in parallel per unit		1	Length	(m)	0,800			
Bundles parallel per bay		1	Area ratio(out/in)	(--)	1,1860			
Extended area	(m2)	4,218	Layout	Inline				
Bare area	(m2)	4,218	Trans pitch	(mm)	26,000			
Bundle width	(m)	0,321	Long pitch	(mm)	26,000			
Nozzle		Inlet	Outlet	Number of passes	(--)	10		
Number	(--)	1	1	Number of rows	(--)	10		
Diameter	(mm)	6,833	6,833	Tube count	(--)	120		
Velocity	(m/s)	36,09	36,49	Tube count Odd/Even	(--)	12 / 12		
R-V-SQ	(kg/m-s2)	1279659	1293863	Material	Carbon steel			
Pressure drop	(kPa)	639,88	323,50	Fin Geometry				
Fan Geometry								
No/bay	(--)	Type				None		
Fan ring type		Fins/length				(fin/meter)		
Diameter	(m)	0,000	Fin root				(mm)	
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	Height				(mm)		
Driver power	(kW)	0,00	Base thickness				(mm)	
Tip clearance	(mm)	0,000	Over fin				(mm)	
Efficiency	(%)	0,0000	Efficiency				(%)	
Airside Velocities		Actual	Standard	Area ratio (fin/bare)			(--)	
Face	(m/s)	6,64	Material					
Maximum	(m/s)	19,91	Thermal Resistance; %					
Flow	(100 m3/min)	1,023	Air				90,92	
Velocity pressure	(Pa)	0,00	Tube				2,69	
Bundle pressure drop	(Pa)	204,30	Fouling				5,98	
Bundle flow fraction	(--)	1,000	Metal				0,41	
Bundle	100,00	Bond				0,00		
Ground clearance	0,00	Airside Pressure Drop; %				Louvers	0,00	
Fan ring	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen				0,00
		Fan area blockage	0,00	Steam coil				0,00

<div>HTRI</div>		<div>Stream Properties</div>				Page 1	
		Released to the following organization: VUT v Brne Tester					
Xace Ver. 7 SP1 21.05.2018 12:51 SN: 01016-1007468327						SI Units	
Simulation-Vertical economizer countercurrent to crossflow							
Hot Outside Fluid		Inlet			Outlet		
Fluid name		Spaliny					
Temperature (C)		460,00			160,00		
Pressure (kPa)		101,33			101,12		
Weight fraction vapor (-)		1,0000			1,0000		
Vapor Properties							
Density (kg/m3)		0,4634			0,7836		
Viscosity (mN-s/m2)		0,0325			0,0210		
Conductivity (W/m-C)		0,0550			0,0322		
Heat capacity (kJ/kg-C)		1,2541			1,1579		
Molecular weight (-)		27,881			27,881		
Liquid Properties							
Density (kg/m3)		--			--		
Viscosity (mN-s/m2)		--			--		
Conductivity (W/m-C)		--			--		
Heat capacity (kJ/kg-C)		--			--		
Molecular weight (-)		--			--		
Latent heat (kJ/kg)		--			--		
Surface tension (mN/m)		--			--		
Molar Composition		Vapor	Liquid	K-Value	Vapor	Liquid	K-Value
1 NITROGEN		0,6171	--	--	0,6171	--	--
2 ARGON		0,0051	--	--	0,0051	--	--
3 CARBON DIOXIDE		0,1249	--	--	0,1249	--	--
4 OXYGEN		0,0242	--	--	0,0242	--	--
5 WATER		0,2287	--	--	0,2287	--	--

		<b>Stream Properties</b>				Page 2
		Released to the following organization: VUT v Brne Tester				
Xace Ver. 7 SP1 21.05.2018 12:51 SN: 01016-1007468327						SI Units
Simulation-Vertical economizer countercurrent to crossflow						
Cold Tubeside Fluid		Inlet			Outlet	
Fluid name		Chladicí voda				
Temperature	(C)	80,00			80,00	
Pressure	(kPa)	101,33			0,000	
Weight fraction vapor	(--)	0,0000			0,0000	
Vapor Properties						
Density	(kg/m3)	--			--	
Viscosity	(mN-s/m2)	--			--	
Conductivity	(W/m-C)	--			--	
Heat capacity	(kJ/kg-C)	--			--	
Molecular weight	(--)	--			--	
Liquid Properties						
Density	(kg/m3)	982,35			971,57	
Viscosity	(mN-s/m2)	0,4664			0,3543	
Conductivity	(W/m-C)	0,6544			0,6700	
Heat capacity	(kJ/kg-C)	4,2320			4,2590	
Molecular weight	(--)	18,015			18,015	
Latent heat	(kJ/kg)	--			--	
Surface tension	(mN/m)	66,238			62,673	
Molar Composition		Vapor	Liquid	K-Value	Vapor	Liquid K-Value
1	WATER	--	--	--	--	-- --



Name	Type	Outer Diameter (mm)	Wall Thickness (mm)	Transverse Pitch (mm)	Longitudinal Pitch (mm)	Fin Height (mm)
1 TubeType1	Plain	15,875	1,2450	26,000	26,000	n/a

Row	Number of Tubes	Tube Type	Wall Clearance (mm)	Row	Number of Tubes	Tube Type	Wall Clearance (mm)
1	12	TubeType1	9,5250	6	12	TubeType1	9,5250
2	12	TubeType1	9,5250	7	12	TubeType1	9,5250
3	12	TubeType1	9,5250	8	12	TubeType1	9,5250
4	12	TubeType1	9,5250	9	12	TubeType1	9,5250
5	12	TubeType1	9,5250	10	12	TubeType1	9,5250

### Bundle Information

Bundle width 0,321 m  
 Number of tube rows 10  
 Number of tubes 120  
 Minimum wall clearance  
     Left 9,5250 mm  
     Right 9,5250 mm  
 Number of tubes per pass  
     ○ Tubepass # 1: 12  
     ● Tubepass # 2: 12  
     ● Tubepass # 3: 12  
     ● Tubepass # 4: 12  
     ● Tubepass # 5: 12  
     ● Tubepass # 6: 12  
     ● Tubepass # 7: 12  
     ● Tubepass # 8: 12  
     ● Tubepass # 9: 12  
     ● Tubepass #10: 12

---

```

> mcph := 3.83 :#průtok digestátu  $\left[ \frac{kW}{k} \right]$ 
mcpc := 10 :#průtok vzduchu - potřeba měnit tak aby v sušárně bylo 50 C;  $\left[ \frac{kW}{k} \right]$ 
Tc1 := -3 :#hodnota vstupujícího vzduchu pro aktuální měsíc; C
Thi := 40 :#teplota digestátu
UA1 := 4 :#navrhovaný velikost výměníku tepla;  $\left[ \frac{kW}{C} \right]$ 
> UA2 := 11.2 :#velikost výměníku, který je v sušárně;  $\left[ \frac{kW}{C} \right]$ 
mcpw := 20.1 :#hmotnostní průtok · měrná tepelná kapacita vody - vstupující do sušárny  $\left[ \frac{kW}{k} \right]$ 
Tw1 := 80 : #teplota na vstupu
> Tc3z := 50 :#požadovaná teplota v sušárně

```

```

> Tho := 39.5 :
>
> Q1 := mcph · (Thi - Tho)
Q1 := 1.915 (1)
> Tc2 := Tc1 +  $\frac{Q1}{mcpc}$ 
Tc2 := -2.808500000 (2)
> dTLM1 := evalf  $\left( \frac{(Thi - Tc2) - (Tho - Tc1)}{\ln\left(\frac{Thi - Tc2}{Tho - Tc1}\right)} \right)$ 
dTLM1 := 42.65406131 (3)
> Q1T := UA1 · dTLM1
Q1T := 170.6162452 (4)
> erQ := Q1 - Q1T
erQ := -168.7012452 (5)
>
> while abs(erQ) > 0.01 do
  Tho := Tho +  $\frac{erQ}{10 \cdot mcph}$ ;
  Q1 := mcph · (Thi - Tho);
  Tc2 := Tc1 +  $\frac{Q1}{mcpc}$ ;
  dTLM1 := evalf  $\left( \frac{(Thi - Tc2) - (Tho - Tc1)}{\ln\left(\frac{Thi - Tc2}{Tho - Tc1}\right)} \right)$ ;
  Q1T := UA1 · dTLM1;
  erQ := Q1 - Q1T;
end do;
>
> Tho
14.43517409 (6)
> Q1
97.91328324 (7)
> Tc2
6.791328324 (8)
>
>
> Tc3 := 60 :
> Q2 := mcpc · (Tc3 - Tc2) :
> Two := Twi -  $\frac{Q2}{mcpw}$  :
> dTLM2 := evalf  $\left( \frac{(Twi - Tc3) - (Two - Tc2)}{\ln\left(\frac{Twi - Tc3}{Two - Tc2}\right)} \right)$  :
> Q2T := UA2 · dTLM2 :
> erQ2 := Q2 - Q2T

```



```

erQ2 := 179.2922727 (9)
>
>
> while abs(erQ2) > 0.01 do
  Two := Two +  $\frac{erQ2}{5 \cdot mcpw}$ ;
  Q2 := mcpw · (Twi - Two);
  Tc3 := Tc2 +  $\frac{Q2}{mcpc}$ ;
  dTLM2 := evalf  $\left( \frac{(Twi - Tc3) - (Two - Tc2)}{\ln \left( \frac{(Twi - Tc3)}{(Two - Tc2)} \right)} \right)$ ;
  Q2T := UA2 · dTLM2;
  erQ2 := Q2 - Q2T;
end do;
>
>
>

```

```

>
>
> Tc1
-3 (10)
> Tc2 # ohřátá teplota
6.791328324 (11)
> Tc3
50.75938071 (12)
> mcpc
10 (13)
>
> Thi
40 (14)
> Tho # výstupní teplota digestátu
14.43517409 (15)
> Q1 # výkon přehříváče
97.91328324 (16)
> Twi
80 (17)
> Two # výstupní teplota vody
58.12534707 (18)
> Q2 # výkon stávajícího výměníku
439.6805239 (19)
> Q1 + Q2 # celkový výkon sušárny
537.5938071 (20)
>

```